



UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO DE ENGENHARIA DE ENERGIAS RENOVÁVEIS

ALAÍDE OLIVEIRA FARIAS

**ANÁLISE FLUIDODINÂMICA E DE CONSERVAÇÃO DE ENERGIA EM LEITO
FLUIDIZADO DE SÍLICA**

FORTALEZA

2019

ALAÍDE OLIVEIRA FARIAS

ANÁLISE FLUIDODINÂMICA E DE CONSERVAÇÃO DE ENERGIA EM LEITO
FLUIDIZADO DE SÍLICA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Engenharia de Energias Renováveis da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial à obtenção do título de Engenheiro de Energias Renováveis.

Orientador: Prof. Dr. William Magalhães Barcellos.

FORTALEZA

2019

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação
Universidade Federal do Ceará
Biblioteca Universitária
Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

F238a Farias, Alaíde Oliveira.
Análise fluidodinâmica e de estabilidade térmica de leito fluidizado de sílica / Alaíde Oliveira Farias. –
2019.
92 f. : il. color.

Trabalho de Conclusão de Curso (graduação) – Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia,
Curso de Engenharia de Energias Renováveis, Fortaleza, 2019.
Orientação: Prof. Dr. William Magalhães Barcellos.

1. Fluidodinâmica. 2. Transmissão de calor. 3. Regime borbulhante. I. Título.

CDD 621.042

ALAÍDE OLIVEIRA FARIAS

ANÁLISE FLUIDODINÂMICA E DE ESTABILIDADE TÉRMICA DE LEITO
FLUIDIZADO DE SÍLICA

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado
ao Curso de Engenharia de Energias
Renováveis da Universidade Federal do
Ceará, como requisito parcial à obtenção do
título de Engenheiro de Energias
Renováveis.

Aprovada em: ___/___/_____.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. William Magalhães Barcellos (Orientador)
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof. Dra. Maria Alexandra de Sousa Rios
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Prof. Dr. Francisco Nivaldo Aguiar Freire
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Eng. Me. João Diego Moreira Feitosa
Universidade Federal do Ceará (UFC)

A Deus.

Aos meus pais, Idelvar e Socorro.

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao Altíssimo, criador e mantenedor de todas as coisas, por me ajudar com meus pequenos sonhos e pelas forças em horas difíceis.

A meus pais e meu irmão Alisson, por serem minha base, inspiração e motivação.

A minhas tias Maria do Carmo, Iolanda e Nevinha por todo apoio.

Aos amigos de sempre.

Ao mestre Diego Feitosa pelo zelo em transmitir conhecimento, experiência e detalhes técnicos que contribuíram para minha formação e que foram imprescindíveis para a realização deste trabalho.

Ao grupo gestor e companheiros do LACER na pessoa do gerente Thiago Dantas e ao Prof. Dr. William Barcellos pela orientação marcada por confiança e exação.

A toda coordenação do curso de Engenharia de Energias Renováveis.

Aos estimados avaliadores da banca examinadora.

“ Pela fé, entendemos que os mundos, pela palavra de Deus, foram criados; de maneira que aquilo que se vê não foi feito do que é aparente.” Hebreus 11:3

RESUMO

Leitos fluidizados são conhecidos pela vasta aplicação e eficiência, entretanto alguns fenômenos fluidodinâmicos aplicando leitos binários da fase sólida não estão ainda bem caracterizados no sentido de uma compatibilidade entre análise teórica e o comportamento de leito em operação. Além disso, o leito fluidizado em sistemas térmicos de combustão como é o caso de queimadores e/ou caldeiras não se tem perfis de distribuição de temperatura bem conhecidos em função das condições operacionais. Neste sentido, o presente trabalho analisa aspectos fluidodinâmicos do protótipo de um reator de combustão de leito fluidizado borbulhante projetado para a combustão híbrida biogás/lodo e esterilização de areia contaminada proveniente de Estação de Tratamento de Esgoto (ETE). Para melhor compreensão da fluidização, foram realizados ensaios fluidodinâmicos preliminares em bancada com tubos de acrílico. A faixa adequada de trabalho para a vazão do gás foi estudada a partir das curvas de queda de pressão variando a proporção L/D do leito estático. As cotas com razão inferior a 2 não apresentaram propensão a formação de pistões de areia. Observou-se que o aumento da altura do leito estático eleva o valor da velocidade de mínima fluidização e reduz a velocidade onde o “empistonamento” ocorre, desta forma, para leitos com razão L/D maior do que 2 a faixa de trabalho é reduzida. Para estimar a expansão e altura de desagregamento das partículas do leito no reator, correlações propostas na literatura foram utilizadas para determinar o diâmetro equivalente da bolha e a fração de bolhas no leito. Os resultados obtidos foram comparados com os dados experimentais e considerando que as correlações apresentaram erros baixos (coeficiente de ajuste R^2 igual a 0.9998 com razão L/D igual a 5,28), as mesmas foram aplicadas para estimar a expansão e a altura de desagregação das partículas do leito no protótipo de reator em temperatura ambiente. Para a avaliação térmica de perda de calor, foram utilizados dados de operação da caldeira em temperatura constante. Os resultados apontaram o crescimento da fração de queima entre 56,5% a 82% para velocidades superficiais entre 1,25 a 1,35 U_{mf} , respectivamente, apontado que a queima é favorecida com a movimentação do leito. Variando a velocidade do gás de 1,18 U_{mf} a 1,64 U_{mf} e a razão de equivalência entre 0,45 e 1,42, a eficiência de extração foi mantida em torno de 85%.

Palavras-chave: Fluidodinâmica. Transmissão de calor. Regime borbulhante.

ABSTRACT

Fluidized beds are known for their wide application and efficiency, however some fluid dynamic phenomena applying binary solid phase beds are not yet well characterized in the sense of a compatibility between theoretical analysis and operating bed behavior. In addition, the fluidized bed in thermal combustion systems such as burners and / or boilers does not have well-known temperature distribution profiles depending on operating conditions. In this sense, the present work analyzes fluidodynamic aspects of the prototype of a bubbling fluidized bed combustion reactor designed for biogas / sludge hybrid combustion and sterilization of contaminated sand from a Wastewater Treatment Plant (WWTP). For better understanding of the fluidization, preliminary fluid bench tests were performed with acrylic tubes. The proper working range for gas flow was studied from the pressure drop curves varying the L / D ratio of the static bed. Dimensions with a ratio lower than 2 were not prone to sand piston formation. Increasing the height of the static bed has been observed to increase the value of the minimum fluidization velocity and reduce the velocity where the "empistonamento" occurs, thus, for beds with an L / D ratio greater than 2, the working range is reduced. . To estimate the expansion and disintegration height of the bed particles in the reactor, correlations proposed in the literature were used to determine the equivalent bubble diameter and the bed bubble fraction. The results obtained were compared with the experimental data and considering that the correlations presented low errors (coefficient of adjustment R^2 equal to 0.9998 with L / D ratio equal to 5.28), they were applied to estimate the expansion and the disintegration height. of lithium particles in the reactor prototype at room temperature. For thermal evaluation of heat loss, boiler operating data at constant temperature were used. The results showed the increase of the firing fraction between 56.5% to 82% for surface velocities between 1.25 and 1.35U_{mf}, respectively, pointing that the burning is favored with the bed movement. By varying the gas velocity from 1.18U_{mf} to 1.64U_{mf} and the equivalence ratio between 0.45 and 1.42, the extraction efficiency was maintained around 85%.

Keywords: Fluidodynamics. Heat transmission. Bubbling regime.

LISTA DE FIGURAS

| | | |
|-----------|---|----|
| Figura 1 | – Produção de lodo de esgoto em países selecionados da União Europeia (UE). | 18 |
| Figura 2 | – Perfil característico de fluidização | 25 |
| Figura 3 | – Sistemas CLF, respectivamente: Caldeira de leito fluidizado borbulhante (CLFB) e caldeira de leito fluidizado circulante (CLFC) e seus sistemas auxiliares..... | 27 |
| Figura 4 | – Classificação de Geldart para os materiais particulados..... | 29 |
| Figura 5 | – Forças que atuam sobre uma partícula que se move em um escoamento ascendente..... | 34 |
| Figura 6 | – Concentração de sólidos com a altura do leito | 36 |
| Figura 7 | – Esquematização do aparato experimental | 39 |
| Figura 8 | – Esquematização da caldeira. Vista em corte | 41 |
| Figura 9 | – Renderização 3D do projeto construtivo da CCLF..... | 42 |
| Figura 10 | – Fluxograma para avaliação de parâmetros fluidodinâmicos..... | 44 |
| Figura 11 | – Esquema do sistema de combustão da CCLFB | 46 |
| Figura 12 | – Volume de controle da caldeira para balanço de energia | 50 |
| Figura 13 | – Esquematização da geometria utilizada para cálculo de transmissão de calor. (Unidades em mm) | 54 |
| Figura 14 | – Diagrama para determinação da velocidade terminal por meio da esfericidade do material inerte | 62 |
| Figura 15 | – Esquematização da perda de calor no reator em para configuração de operação constante..... | 76 |
| Figura 16 | – Reator de combustão instrumentado, detalhe do isolamento e carcaça | 86 |
| Figura 17 | – Filtros e reguladores de pressão | 86 |
| Figura 18 | – Rotâmetros de ar e gás | 87 |

| | |
|---|----|
| Figura 19 – Aparato da bancada de ensaios fluidodinâmicos: tubos de acrílico e rotâmetros | 87 |
| Figura 20 – Pré-aquecedor de ar | 88 |
| Figura 21 – Configuração do reator com sistema de aquisição de dados | 88 |
| Figura 22 – Calor específico para o CO | 91 |
| Figura 23 – Condutividade térmica do papel de fibra cerâmica, Kaowool Spun 1260 | 91 |
| Figura 24 – Condutividade térmica da manta de fibra cerâmica Kaowool Spun 1260 | 91 |
| Figura 25 – Seções que constituem o corpo da caldeira | 91 |
| Figura 26 – Condutividade térmica do refratário da caldeira | 92 |
| Figura 27 – Reator | 92 |

LISTA DE GRÁFICOS

| | | |
|------------|--|----|
| Gráfico 1 | – Teste com tubo de acrílico DI (90), areia compactada..... | 58 |
| Gráfico 2 | – Teste com reator DI (110) refratário interno e compactação natural | 59 |
| Gráfico 3 | – Comparação das correlações para previsão da U_{mf} para a cota de 460 mm . | 60 |
| Gráfico 4 | – Curva de referência para a caracterização fluidodinâmica do protótipo de reator de leito fluidizado | 61 |
| Gráfico 5 | – Curvas de fluidização com detalhe do aumento da U_{mf} com as alturas testadas do leito estático e tendência ao regime de <i>slugging</i> para cada razão L/D | 63 |
| Gráfico 6 | – Diâmetro da bolha calculado pelas correlações de Mori e Wen e Darton <i>et. al.</i> para o DI (90), com $L/D \approx 2,74$ | 65 |
| Gráfico 7 | – Diâmetro da bolha calculado pelas correlações de Mori e Wen e Darton <i>et. al.</i> para o DI (90), com $L/D \approx 5,28$ | 67 |
| Gráfico 8 | – Fração de bolhas calculada a partir dos diâmetros de bolha de Mori e Wen e Darton <i>et.al.</i> | 68 |
| Gráfico 9 | – Expansão do leito; comparação entre os métodos de cálculo e a observação experimental | 68 |
| Gráfico 10 | – Expansão do leito; erros dos métodos nas faixas de velocidade até a velocidade de início de “empistonamento” calculado, “empistonamento” gráfico e velocidades acima | 71 |
| Gráfico 11 | – Expansão do leito; comparação entre os métodos de cálculo e a observação experimental para cotas de 425 e 475 mm | 71 |
| Gráfico 12 | – Expansão do leito; erros dos métodos de cálculo e a observação experimental para cotas de 425 e 475 mm | 70 |
| Gráfico 13 | – TDH; comparação do resultado dos métodos e o experimental | 71 |
| Gráfico 14 | – TDH; comparação dos métodos de cálculo valor experimental, para cotas de 425 e 475 mm | 71 |

| | |
|--|----|
| Gráfico 15 – Redução da concentração de partículas com a expansão do leito para velocidades de $0,08U_{mf}$ a $1,44U_{mf}$ | 72 |
| Gráfico 16 – Expansão do leito para o reator | 73 |
| Gráfico 17 – Variação da TDH para o reator | 73 |
| Gráfico 18 – Teste de referência com temperatura de operação utilizada nos cálculos | 77 |
| Gráfico 19 – Fração de queima no leito com o aumento da velocidade superficial, fixada a temperatura de operação (850°C) da caldeira | 78 |
| Gráfico 20 – Eficiência de extração de calor para a razão de equivalência fixada a vazão de água no trocador | 78 |
| Gráfico 21 – Gradiente de temperatura modelado para o leito do reator DI (110) | 79 |
| Gráfico 22 – Evolução do gradiente de temperaturas ao longo da modelagem..... | 90 |
| Gráfico 23 – Resultado da simulação do gradiente de temperaturas | 90 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1 – Resultado da análise do cromatógrafo | 47 |
| Tabela 2 – Composição do ar adotada nos cálculos | 48 |
| Tabela 3 – Coeficientes do balanço de massa | 48 |
| Tabela 4 – Calor disponível considerado nos cálculos | 51 |
| Tabela 5 – Parâmetros utilizados nos cálculos de eficiência calculada pelo método indireto a T_{op} constante | 51 |
| Tabela 6 – Espessuras das camadas de materiais | 53 |
| Tabela 7 – Temperaturas para configuração de operação em regime permanente | 53 |
| Tabela 8 – Dados físicos e geométricos do material inerte (sílica) e para o ar de fluidização adotados nos cálculos | 57 |
| Tabela 9 – Comparação dos valores calculados para mínimo efeito de <i>slugg</i> e dados da observação gráfica | 64 |
| Tabela 10 – TDH: Comparação do ajuste dos métodos sobre a curva com valor experimental cota de 247 mm | 70 |
| Tabela 11 – TDH: Comparação do ajuste dos métodos sobre a curva com valor experimental, cotas de 425 mm e 475 mm | 71 |
| Tabela 12 – Parâmetros de caracterização do escoamento e regime de fluidização para o RCLF | |
| Tabela 13 – Esquematização da perda de calor Q_p na caldeira protótipo | 75 |
| Tabela 14 – Extração de calor para a T_{op} igual a 866°C , $1,21U_{mf}$, $\lambda = 1,89$ | 76 |
| Tabela 15 – Perda de calor devido o Hidrogênio do combustível à T_{op} igual 866°C , $1,21 U_{mf}$, $\lambda = 1,89$ | 89 |
| Tabela 16 – Dados para cálculo da perda de calor com o fluxo de gases secos a temperatura de escape e $1,21U_{mf}$, $\lambda = 1,89$ e $T_{op} = T_{máxima} = 866^{\circ}\text{C}$ | 89 |

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

| | |
|--------|---|
| ASTM | American Society for Testing and Materials |
| BNDES | Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social |
| CAGECE | Companhia de Água e Esgoto do Ceará |
| CCLFB | Caldeira de Combustão em Leito Fluidizado Borbulhante |
| CCLFC | Caldeira de Combustão em Leito Fluidizado Circulante |
| CLF | Combustão em Leito Fluidizado |
| CLFB | Caldeira de Leito Fluidizado Borbulhante |
| CLFC | Caldeira de Leito Fluidizado Circulante |
| DI | Diâmetro interno |
| ETE | Estação de Tratamento de Esgoto |
| GN | Gás Natural |
| GNV | Gás Natural Veicular |
| HHV | Hight Heating Value |
| LACER | Laboratório de Combustão e Energias Renováveis |
| LC | Lança-Chamas |
| PCI | Poder Calorífico Inferior |
| PCS | Poder Calorífico Superior |
| RCLFB | Reator de Combustão de Leito Fluidizado Borbulhante |
| RE | Razão de equivalência |
| RLF | Reator de Leito Fluidizado |
| SCFH | Cubic Feet per Hour (ft ³ /h) |
| TDH | Transport Disengaging Height |
| VDE | Valor de Divisão de Escala |

LISTA DE SÍMBOLOS

| | | |
|--------------|---|--------------------------|
| A_0 | Área de um orifício do distribuidor | [m ²] |
| A_b | Área de seção do leito | [m ²] |
| A_r | Número de Arquimedes | |
| C_{air} | Calor específico do ar | [kJ/kg.K] |
| C_D | Coefficiente de arrasto | |
| C_f | Calor específico dos gases secos | [kJ/kg.K] |
| C_g | Calor específico do vapor | [kJ/kg.K] |
| c_a | Calor específico da água | [kJ/kg.K] |
| c | Calor específico do leito | |
| C_p | Calor específico da partícula | [kJ/kg.K] |
| d_{b0} | Diâmetro inicial da bolha | [m] |
| d_b | Diâmetro de uma esfera que possui mesmo volume da bolha | [m] |
| d_{bm} | Diâmetro máximo esperado para a bolha em um leito profundo | [m] |
| d_{bvs} | Diâmetro volumétrico equivalente | [m] |
| d_p | Diâmetro da partícula | [m] |
| d_p^* | Diâmetro adimensional da partícula | |
| d_s | Diâmetro de superfície da partícula | [m] |
| d_v | Diâmetro de uma esfera de mesmo volume da partícula | |
| D | Diâmetro do leito | [m] |
| F_D | Força de arrasto nas partículas | [N] |
| F_r | Número de Froud | |
| g | Aceleração da gravidade | [m/s ²] |
| H | Concentração de Hidrogênio no combustível | [%] |
| h | Coefficiente de transferência de calor | [kW/m ² .K] |
| \bar{h} | Entalpia sensível | [kJ/kg.K] |
| h_f | Entalpia de formação | [kJ/kg.K] |
| h° | Entalpia no estado de referência | [kJ/kg.K] |
| ΔP | Queda de pressão no leito | [Pa] |
| Re_{mf} | Número de Reynolds à velocidade de mínima fluidização | |
| k | Condutividade térmica | [W/m.K] |
| L | Altura do leito | [m] |
| L_{bomba} | Perdas por bombeamento | [%] |
| $L_{m,h}$ | Perda por queima de hidrogênio no combustível | [%] |
| L_{outras} | Soma de perdas por fatores não calculados | [%] |
| L_{mf} | Altura do leito na velocidade de mínima fluidização | [m] |
| L_p | Altura da parede do reator | [m] |
| L_{escape} | Perda de calor pelo fluxo de gases secos | [%] |
| L_{total} | Perda de calor total | [%] |
| m_{ar} | Vazão mássica de ar primário | [kg/s] |
| m_c | Taxa de alimentação de combustível | [kg/s] |
| M_{df} | Fluxo de gases secos produzidos pela queima de 1kg de combustível | [kg/s] |
| Q_{comb} | Taxa de calor perdido da combustão | [kW] |
| Q_d | Calor Disponível | [kW] |
| Q_{fg} | Entalpia do fluxo de gás saindo do leito | [kW] |
| Q_{inc} | Calor perdido por queima incompleta | [kW] |

| | | |
|--------------|---|-------------|
| Q_{latent} | Calor latente de vaporização | [kJ/kg] |
| Q_r | Calor perdido por radiação na superfície do leito | [kW] |
| Q_{SH} | Entalpia do vapor | [kJ/kg.K] |
| Q_{sai} | Calor perdido na câmara de combustão | [kW] |
| q_{secos} | Taxa de calor perdida com os gases secos no escape | [kW] |
| Q_{ext} | Calor de extração | [kW] |
| R | Constante universal dos gases perfeitos | [kJ/kg.K] |
| T_a | Temperatura do ambiente | [K] |
| $T_{s,a}$ | Temperatura de saída da água no trocador | [K] |
| $T_{e,a}$ | Temperatura de entrada da água no trocador | [K] |
| T_b | Temperatura do leito | [K] |
| T_f | Temperatura dos gases saindo do escape | [K] |
| T_{fb} | Temperatura do <i>freeboard</i> | [K] |
| T_i | Temperatura do ar pré-aquecido | [K] |
| T_{escape} | Temperatura do escape | [K] |
| W | Trabalho | [kW] |
| u_{bs} | Velocidade da bolha ao longo da fase de emulsão | [m/s] |
| U | Velocidade superficial do ar de fluidização | [m/s] |
| U_b | Velocidade absoluta da bolha | [m/s] |
| U_{bm} | Velocidade média da bolha | [m/s] |
| U_{bs} | Velocidade de ascensão da bolha | [m/s] |
| U_e | Velocidade interticial | [m/s] |
| U_{mb} | Mínima velocidade de borbulhamento | [m/s] |
| U_{mf} | Velocidade de mínima fluidização | [m/s] |
| U_{s1} | Mínima velocidade de formação de pistões de areia (<i>slugging</i>) | [m/s] |
| U_T | Velocidade terminal | [m/s] |
| U_T^* | Velocidade terminal adimensional | |
| X_b | Fração da combustão no leito | [%] |
| Z | Altura do leito acima da placa distribuidora | [m] |

LETRAS GREGAS

| | | |
|--------------------|---|--|
| η | Eficiência | [%] |
| η_{ext} | Eficiência da extração | [%] |
| λ | Inverso da razão de equivalência | |
| φ | Fator de conservação de energia | [%] |
| σ | Constante de Stefan-Boltzman | |
| ρ_g | Densidade do ar de fluidização | [kg/m ³] |
| ρ_p | Densidade da partícula | [kg/m ³] |
| β | Propriedade intensiva | |
| ε | Porosidade do leito | |
| ε_{mf} | Porosidade do leito na velocidade de mínima fluidização | |
| ρ_b | Densidade de <i>bulk</i> | [kg/m ³] |
| μ | Viscosidade dinâmica do ar | [Pa.s] |
| ϕ | Esfericidade da partícula | |
| α | Coefficiente de excesso de ar | |
| e_b | Emissividade do leito | |
| δ_b | Fração de bolhas no leito | [m ³ bolhas/m ³ leito] |

SUMÁRIO

| | | |
|---------|--|----|
| 1 | INTRODUÇÃO | 17 |
| 2 | OBJETIVO | 20 |
| 3 | REVISÃO BIBLIOGRÁFICA | 21 |
| 3.1 | Breve histórico | 21 |
| 3.2 | Fundamentos da tecnologia | 24 |
| 3.2.1 | <i>Propriedades físicas e geométricas dos materiais particulados</i> | 27 |
| 3.2.2 | <i>Aspectos fluidodinâmicos do leito poroso</i> | 29 |
| 3.2.2.1 | <i>Características do escoamento e elutriação de partículas</i> | 29 |
| 3.2.3.2 | <i>Análise de bolhas e expansão do leito</i> | 33 |
| 4 | METODOLOGIA | 38 |
| 4.1 | Estudo fluidodinâmico experimental | 38 |
| 4.1.1 | <i>Ensaio preliminares em bancada</i> | 38 |
| 4.1.2 | <i>Descrição do reator</i> | 39 |
| 4.1.2.1 | <i>Procedimento para ensaio fluidodinâmico e metodologia de análise</i> | 42 |
| 4.2 | Análise térmica | 45 |
| 4.2.1 | <i>Aparato experimental</i> | 45 |
| 4.2.2 | <i>Aspectos termodinâmicos</i> | 47 |
| 4.3 | Modelagem do perfil de temperaturas para o leito | 54 |
| 5 | RESULTADOS | 57 |
| 6 | CONCLUSÃO | 81 |
| | REFERÊNCIAS | 83 |
| | APÊNDICE A – FOTOS DOS MATERIAIS E INSTRUMENTOS | 86 |
| | APÊNDICE B – CÁLCULOS TÉRMICOS E DO MVF | 89 |
| | ANEXO A – DADOS PARA TRANSMISSÃO DE CALOR E GEOMETRIA DO REATOR | 91 |

INTRODUÇÃO

A elaboração de um modelo de desenvolvimento sustentável insere as energias renováveis como alternativa de baixo impacto ambiental. Nesse contexto, o gerenciamento de resíduos associado a tecnologias de geração de energia de baixa emissão de poluentes, pela utilização de biomassa, mostra-se eficiente e rentável.

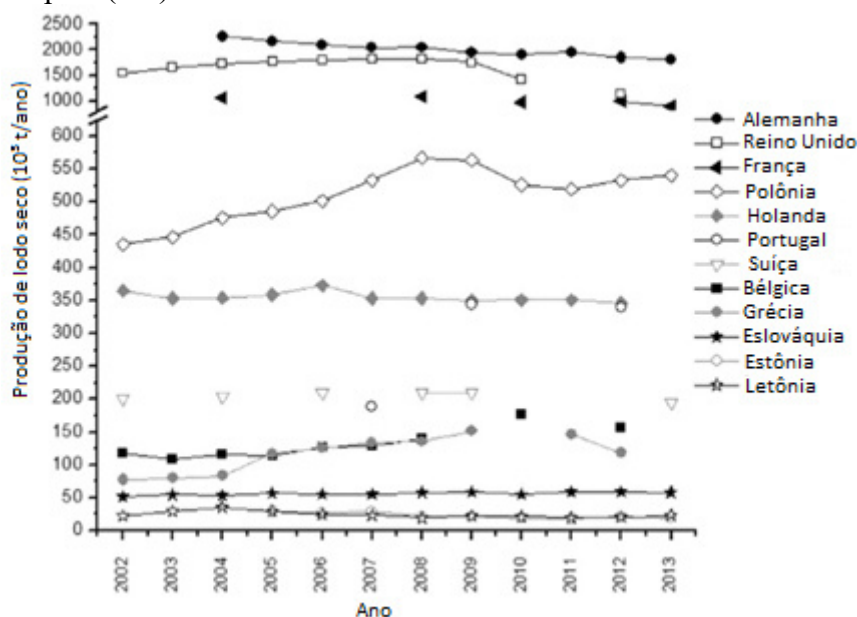
Especificamente, quanto ao aproveitamento do potencial energético da biomassa insere-se as águas residuárias, constituídas de efluentes residenciais e industriais. Quanto ao tratamento destes efluentes, Estações de Tratamento de Esgoto (ETE) em geral incluem as etapas por digestão anaeróbica, produção de biogás e separação de lodo e areia que são rejeitos do processo. Tais resíduos tornam-se um problema para alocação e mesmo o transporte, uma vez que possuem patógenos e geram causam mal cheiro ao ambiente.

A Figura 1 apresenta o cenário de produção de lodo de esgoto em alguns países europeus, a mesma permite tomar base da quantidade produzida destes resíduos contaminantes e apresentar uma perspectiva ao longo dos anos que aponta para a necessidade de gerenciamento eficiente dos mesmos dada sua crescente demanda. Nota-se que a Alemanha desponta como maior produtor de lodo (mais de 2000 kt/a de lodo seco) e é seguida por Reino Unido e França. No âmbito nacional, Pedroza *et al*, (2010) estima que a produção de lodo seco no Brasil está entre 150 a 220 kt/ano. Vale salientar que por se tratar de uma biomassa, o lodo após um processo de secagem (para redução do teor de umidade que pode chegar a 95%), pode atingir um Poder Calorífico Superior (PCS) da ordem de 16 MJ/kg de biomassa seca e tal energia pode ser aproveitada através de processos termoquímicos, tais como: pirólise, gaseificação e combustão (BASU, 2010; FEITOSA, 2019).

Entre as tecnologias de conversão termoquímica, este trabalho tratou sobre combustão em meio poroso realizada em um reator de combustão de leito fluidizado (RCLF). A fluidização é ideal para permitir a combustão de biomassas pobres (alto teor de cinzas e umidade) com bom desempenho. Os leitos fluidizados são amplamente aceitos para conversão termoquímica aplicada a diferentes combustíveis sólidos, sendo adequados inclusive para utilização de combustíveis de baixo custo, com alto teor de cinzas e de umidade. Estes combustíveis são normalmente de difícil queima usando outros métodos de aproveitamento. (ATIMTAY; TOPAL, 2004; FEITOSA, 2019). As instalações de combustão em leito fluidizado borbulhante para a queima da biomassa, apresentam as

seguintes vantagens: não têm partes móveis no leito de queima susceptíveis de avaria, reduções das emissões de NO_x , a elevada flexibilidade no que diz respeito ao diâmetro da partícula de combustível d_p ; o teor de humidade elevado para a biomassa; e pode funcionar com valores reduzidos de excesso de ar. (OBERNBERGER, 1998).

Figura 1 – Produção de lodo de esgoto em países seleccionados da União Europeia (UE).



Fonte: Eurostat (2015).

O sistema é capaz de responder rapidamente a mudanças na taxa de alimentação como consequência do rápido estabelecimento de um equilíbrio térmico entre o ar e as partículas de combustível no leito e mostra-se em coerência com os aspectos fundamentais de gerenciamento de resíduos supracitados. Por conseguinte, a tecnologia de Combustão em Leito Fluidizado (CLF) é capaz de garantir uma produção constante de energia para o mercado oferecendo ainda grande flexibilidade ao gerenciamento (BARTELS et.al,2018).

A tecnologia da fluidização pode ser utilizada para diversas finalidades, entre os reatores operando com gás natural podem ser destacadas as seguintes: secagem, calcinação de partículas sólidas, a co-combustão de resíduos, acondicionamento de areia de fundição, limpeza de partes metálicas e a incineração de lodo com alto teor de umidade. (DOUNIT; HEMATI; ANDREUX, 2008; ZHU; LEE, 2005; PRE; HEMATI; MARCHANDT, 1998; FEITOSA, 2019).

A motivação deste trabalho deve-se ao projeto: “Conversão de águas residuárias em biogás e lodo em estação de tratamento de esgoto para geração de energia ambientalmente sustentável”, uma parceria entre o Laboratório de Combustão e Energias Renováveis (LACER) - Universidade Federal do Ceará (UFC), Companhia de Água e Esgoto do Ceará (CAGECE) e com financiamento do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES). O projeto prevê o desenvolvimento de uma planta industrial para tratamento de efluentes bem como o lodo e areia do esgoto da ETE situada em Horizonte – CE. No que tange ao gerenciamento dos rejeitos e tendo em vista que a tecnologia de fluidização mostra-se ideal para combustão eficiente de biomassas de baixo poder calorífico e alto teor de NO_x , os pesquisadores do LACER promoveram estudos avançados quanto a combustão em meios porosos para reatores de leito expandido. Destarte, o gerenciamento dos resíduos será dado por meio de um reator de leito fluidizado aplicado a combustão de lodo de esgoto e biogás. Onde o biogás purificado (com 90% a 95% de metano) será utilizado como combustível auxiliar durante o processo de inicialização (*start up*).

Neste contexto, o presente estudo constitui uma etapa para o dimensionamento da caldeira de campo proporcionando referências para construção e aproveitamento térmico. Em síntese, o procedimento adotado consiste em caracterizar a fluidodinâmica do leito expandido do reator: regime de escoamento e definir os métodos experimentais presentes na literatura que melhor descrevem o comportamento da fase de emulsão por meio de análise estatística e a partir destes obter parâmetros construtivos para projeto em maior escala. Analisar os fenômenos de transmissão de calor do leito para a parede do reator e as perdas de energia em regime de operação constante. Desenvolver uma modelagem para o gradiente de temperaturas com base na difusão de calor para o leito denso simulando situação de leito expandido com condutividade e calor específico constantes.

2 OBJETIVO

Este trabalho teve por finalidade estudar a fluidodinâmica em um reator de combustão de leito fluidizado borbulhante constituído por sílica e avaliar a conservação de energia no reator pelas perdas de calor na parede e com os gases no escape.

Os objetivos específicos deste estudo que formam a diretriz da pesquisa são:

- Verificar o efeito de incremento de velocidade na queda de pressão para situações de leito compactado e não compactado;
- Classificar os métodos que melhor preveem a velocidade de mínima fluidização e queda de pressão no reator;
- Determinar o regime de escoamento, arrasto e velocidade terminal;
- Estudar a faixa de trabalho para a velocidade superficial com base nos testes em tubos de acrílico e como é afetada pela razão L/D ;
- Calcular a expansão do leito e a TDH com métodos encontrados na literatura e compará-los aos dados experimentais;
- Calcular a eficiência térmica e a fração de queima no leito;
- Estimar um gradiente de temperaturas modelado com o MVF.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Breve histórico

Em 16 de dezembro de 1921, um novo capítulo foi aberto na história das indústrias de energia e energia. Fritz Winkler, da Alemanha, introduziu produtos gasosos de combustão no fundo de um cadinho contendo partículas de coque, criando a primeira demonstração de gaseificação de carvão em um leito fluidizado. Winkler viu a massa de partículas levantadas pelo arrasto do gás para parecer um líquido fervente. Este experimento iniciou um novo processo chamado fluidização, a arte de fazer sólidos granulares se comportarem como um líquido. Embora alguns argumentem que muitos outros observaram o fenômeno de leitos fluidizados no passado, o crédito pela invenção do processo de leito fluidizado borbulhante, que usamos para dezenas de processos, incluindo combustão e gaseificação, devem ser encaminhados à Winkler. Ele observou, mediu, registrou patentes e construiu gaseificadores comerciais de leito fluidizado de 12 m² em seção transversal - muito grande mesmo para os padrões de hoje. (BASU, 2006, p. 1).

A tecnologia de fluidização surge no âmbito da Segunda Guerra Mundial visando a gaseificação de carvão mineral em grande capacidade. Em seguida foi impulsionada pela indústria química e física para fins diversos como craqueamento catalítico de hidrocarbonetos pesados, secagem e aplicações cada vez mais diversas (BASU, 2006).

Em 1911 a caldeira de carvão pulverizado comandava os setores de serviços públicos, um pouco adiante, em 1938, pesquisas com fluidização rápida no *Massachusetts Institute of Technology* (MIT) viabilizaram as caldeiras de combustão de leito fluidizado circulante (CCLFC). Já na década de 1960, com o surgimento das Caldeiras de Combustão de Leito Fluidizado Borbulhante (CCLFB) foram introduzidas fornalhas mais modernas e por fim a geração de vapor a partir de caldeiras com leito borbulhante movidas a biomassa começou aproximadamente em 1982 com o comissionamento de uma (CCLFB) de 10 t / h com casca de arroz na Índia. (BASU, 2006).

Segundo (Oka 2004; FEITOSA, 2019), os parâmetros de plantas comerciais que utilizam CCLF de primeira geração geralmente cumprem os seguintes requisitos: ar com até 400 °C, produtos de combustão com até 900 °C, água até 120 °C, vapor saturado e vapor superaquecido até 170 bar e 540 °C. A capacidade dessas plantas de CLFB variam geralmente de 1-50 MWt, com algumas até 200 MWt. Quanto à capacidade de geração de

vapor, a produção varia de 2-160 t/h, algumas unidades podem chegar a uma capacidade maior. Enquanto isso, as CCLF de segunda geração se destacam industrialmente na produção de calor (água quente, vapor saturado, vapor superaquecido, gases quentes), produção de energia elétrica ou até mesmo plantas combinadas de produção de energia elétrica e calor. As plantas de CLFC atingem valores maiores de eficiência, produção e temperatura para grandes faixas de potência, do que aqueles obtidos em CLFB. Tem-se registro de valores obtidos de até 450 t/h de produção de vapor, plantas de faixa de potência de 100-200 MWe além de projetos de até 500 MWe, produção de vapor com pressão e temperatura de 190 bar e 580 °C, respectivamente.

Diversos estudos foram realizados empregando conceitos de fenômenos de transporte, operações unitárias entre outros para desenvolver a tecnologia. Embora a formação de poluentes dependa das condições operacionais e das propriedades do combustível, a tecnologia de Combustão em Leito Fluidizado (CLF) apresenta um excelente controle da química no interior do reator. A intensa mistura entre as partículas inertes do leito juntamente ao combustível proporciona alta troca térmica favorecendo a combustão. A alta turbulência criada aumenta a combustão e promove uma transferência de calor eficiente e uma mistura uniforme. Desta forma caldeiras CLF atingem alta eficiência de combustão, superior a 90% e com baixos valores de emissão. (OKA, 2004). A tecnologia mostra-se atraente mesmo para biomassas de baixo poder calorífico. Forno compacto, design simples, queima eficaz de resíduos com baixo valor calorífico, temperatura relativamente uniforme e a capacidade de reduzir as emissões de óxido de nitrogênio e gases de dióxido de enxofre. (CANEGHEM et al., 2012).

De acordo com Kunii e Levenspiel (1991), Oka (2004) e Tannous (1994) as vantagens significativas dos queimadores de leito fluidizado em relação aos convencionais incluem:

- Capacidade de garantir a combustão eficiente de resíduos com diferentes composições e características como teor de umidade, valor de aquecimento, teor de cinzas e densidade.
- Operação em temperaturas mais baixas em comparação com caldeiras convencionais.
- Redução de emissões uma vez que a queima do combustível ocorre a temperaturas entre 750 a 900° C, bem abaixo do limite em que os óxidos

de nitrogênio se formam ($\sim 1400^\circ\text{C}$). A minimização do monóxido de carbono (CO) nos gases de combustão pode ser realizada enquanto se mantém uma ótima relação de excesso de ar e temperatura.

- Adição de Calcário diretamente no combustor para precipitar o sulfato presente nos gases ácidos durante a combustão. Além disso, a produção de NO_x , significativamente reduzida devido às baixas temperaturas, é minimizada usando uma solução de amônia (NH_4OH) diretamente no combustor.
- O escoamento das partículas, como de um fluido uniforme, permite operações controladas continuamente e automaticamente com fácil manuseio;
- Mistura fácil dos sólidos levando à condições isotérmicas no reator. A mistura dos sólidos no leito apresenta uma resistência à rápidas mudanças nas condições de operação, respondendo lentamente e proporcionando uma margem de segurança para reações altamente exotérmicas;
- Flexibilidade do combustível;
- Alta transferência de calor e massa entre o gás e as partículas;
- Combustão de combustíveis de baixa qualidade (teor de umidade de até 60% e teor de cinzas de até 70%);
- Extensivo pré-tratamento e preparação do combustível não é necessária;
- Possível adaptação de caldeiras convencionais à Combustão em Leito Fluidizado (CLF).

Algumas limitações:

- Erosão de tubos e colunas pela abrasão das partículas;

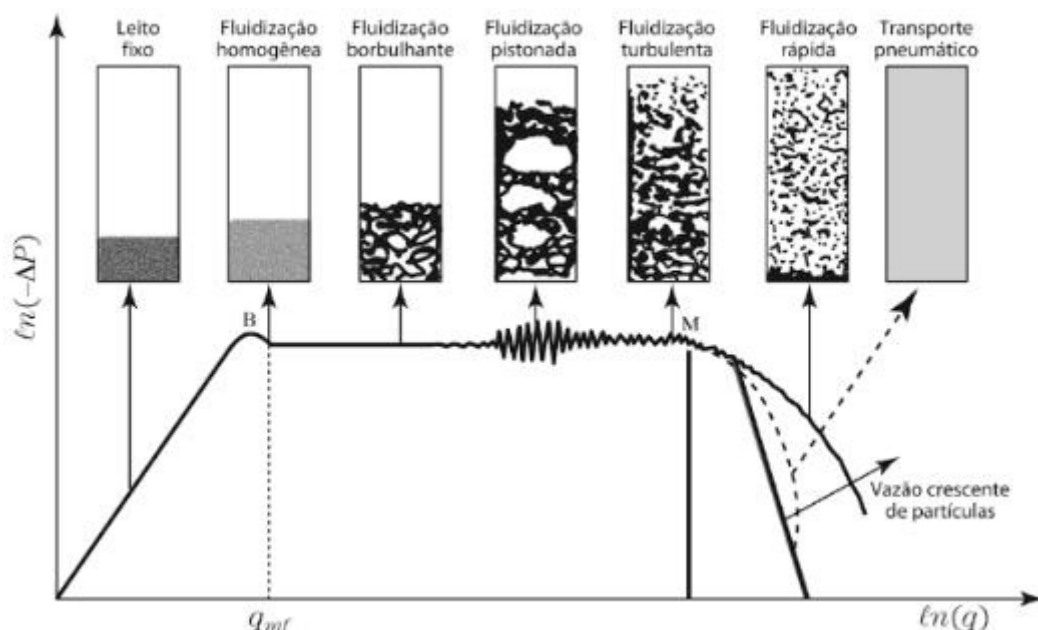
- Comparando caldeiras de leito borbulhante podem apresentar menor quantidade de calor gerada por unidade de área da seção da fornalha quando combustíveis altamente voláteis são queimados;
- Em consequência da limitação supracitada, as caldeiras de leito borbulhante necessitam de mais pontos de alimentação de combustível;
- Apesar de uma melhor retenção de enxofre com uso de CaO, as caldeiras de leito circulante necessitam de uma maior preparação do combustível.
- A rápida mistura dos sólidos no leito conduz a tempos de residência não uniformes dos sólidos no reator. Comprometendo a uniformidade do produto, reduzindo o rendimento e a performance;
- Sólidos friáveis são pulverizados e arrastados pelo gás sendo necessário reciclá-los;
- Operações não-catalíticas a altas temperaturas, aglomeração e sinterização de partículas finas podem requerer a diminuição da temperatura, muitas vezes reduzindo consideravelmente a taxa de reação.

3.2 Fundamentos da tecnologia

A fluidização é definida como a operação através da qual sólidos finos são transformados em estado fluido através do contato com um gás ou líquido (BASU, 2006). Os leitos fluidizados são caracterizados, basicamente, por apresentar partículas suspensas e distanciadas entre si quando submetidas ao escoamento da fase fluida sem, contudo, sofrerem arraste (CREMASCO, 2014).

O mecanismo primordial da fluidização é a velocidade do fluido ascendente inserido no *plenum* da caldeira. À medida que os valores de velocidade superficial aumentam, cresce a queda de pressão no interior do reator. Por meio da plotagem dos dados experimentais de velocidade e da queda de pressão medida na base do leito observa-se uma curva característica que permite diferenciar os regimes de fluidização, os tais são apresentados na Figura 2. A partir do ponto M, a ação do arraste do fluido causa o carregamento ou elutriação da fase particulada. Partículas com velocidade terminal inferior a velocidade superficial do gás serão arrastadas para além da superfície do leito.

Figura 2 – Perfil característico de fluidização.



Fonte: Kunii e Levenspiel (1991); Cuenca e Anthony (1995); Oka (2004); Cremasco (2014).

Classicamente tem-se fluidização homogênea, borbulhante, “empistonado” (*slugging*), turbulenta e fluidização rápida, nesta última ocorre o transporte de material do leito. Tais regimes dependem das características físicas da fase particulada (distribuição granulométrica, tamanho médio das partículas, forma, massa específica) e da fase fluida (viscosidade dinâmica, massa específica) bem como das condições operacionais da coluna (temperatura e vazão da fase fluida, compactação da fase particulada, altura efetiva, diâmetro) (CREMASCO, 2014).

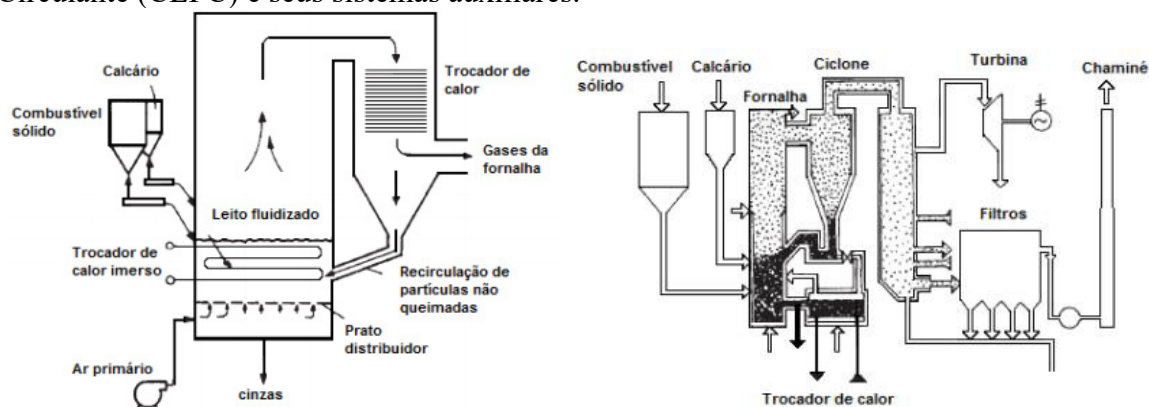
No regime estacionário a queda de pressão aumenta linearmente com acréscimo de velocidade do gás, enquanto o leito fixo aumenta aos poucos sua altura e porosidade, mas permanece estático. Na fluidização incipiente ou de mínima fluidização todo o peso das partículas do leito é suportado e se equilibra com a força de arraste do fluxo, neste momento, como pôde ser constatado experimentalmente, o leito adquire aparência de um fluido em ebulição com pequena movimentação da superfície do leito. Com novos incrementos de velocidade do gás, bolhas do fluido começam a atravessar o leito continuamente, caracterizando a fluidização borbulhante, e apesar do movimento caótico da superfície do leito a queda de pressão tende a permanecer constante, é neste regime que trabalham as caldeiras de leito borbulhante (FEITOSA, 2019).

Com o incremento de velocidade, o leito entra em um regime onde a queda de pressão varia substancialmente e os sensores de pressão apontam altos valores de desvio padrão nas leituras. Isto é verificado experimentalmente pela formação de bolsas de ar gerando pistões de areia que flutuam e caem provocando assim as a oscilações de pressão e na altura do leito. Tal regime é classificado por Geldart (1986) como *slluging*, neste trabalho, acompanhando a nomenclatura comum literária, é referido como “empistonado”. Após a zona de transição, para velocidade de fluidização ainda maiores, atinge-se o regime turbulento. Segundo Cuenca e Anthony (1995) este regime é caracterizado por grandes números de Reynolds e grande movimentação caótica de vazios e aglomerados de partículas através do leito.

Para velocidades de fluidização suficientemente altas, uma parcela significativa das partículas sólidas será elutriada. A fluidização rápida é utilizada em caldeiras de leito circulante que permitem combustão com alta eficiência. Em seguida há o regime pneumático com valores muito baixos de queda de pressão e porosidade.

A principal diferença entre caldeiras de leito fluidizado, reside na interação gás-sólido. Os aspectos fluidodinâmicos de cada caldeira variam conforme o regime de fluidização utilizado, em outras palavras, o incremento de velocidade e seu efeito na porosidade do leito variam severamente de um tipo para outro. As caldeiras CLFB trabalham em baixas velocidades do gás de forma que as partículas não atingem a velocidade de transporte, assim a caldeira é dividida em uma região de leito denso e uma zona livre (*freeboard*). Em contrapartida as caldeiras CLFC operam com loops de elutriação do material do leito de forma que seja reinserido por meio de um ciclone geralmente em configuração tipo L.

Figura 3 – Caldeira de Leito Fluidizado Borbulhante (CLFB) e Caldeira de Leito Fluidizado Circulante (CLFC) e seus sistemas auxiliares.



Fonte: Oka (2004); da Silva (2011). Modificado.

3.2.1 Propriedades físicas e geométricas dos materiais particulados

A diferença crucial entre a combustão convencional e caldeiras de leito fluidizado é o fato de que este último implica que o processo de combustão e a maior parte da transferência de calor ocorrem em sólidos inertes e soltos no estado fluidizado. Os aspectos vantajosos deste modo de combustão estão relacionados interação fluidodinâmica gás-sólido (OKA, 2004).

Densidade global (bulk) do leito (ρ_b): Definida para o material, quando está empacotado ou empilhado em um leito, é a razão entre a massa do material e o volume total que ele ocupa.

$$\rho_b = \frac{m_{partículas} + m_{fluido}}{V_{Leito}} = \frac{m_b}{V_{Sólidos} + V_{Vazios}} \quad (1)$$

Alguns valores são apresentados na literatura, de acordo com (OKA,2004), para matérias comumente utilizados:

- Materiais leves $\rho_b < 600 \text{ kg/m}^3$,
- Materiais de médio peso $600 \text{ kg/m}^3 < \rho_b < 2000 \text{ kg/m}^3$, e
- Materiais pesado $\rho_b > 2000 \text{ kg/m}^3$.

Porosidade (ε): A porosidade do leito é a razão entre o volume total de gases no leito (bolhas mais vazios entre as partículas) e o volume total do leito (V_{Leito}). Na Equação 2, ρ_p é a massa específica das partículas.

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_p} \quad (2)$$

Geldart (1973) propôs uma classificação de partículas em quatro grupos segundo o seu tamanho e suas densidades relativas:

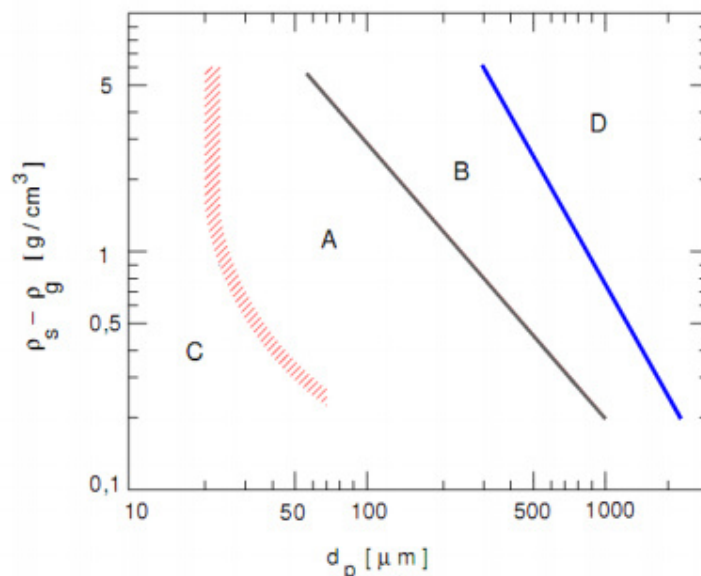
Grupo A: Partículas sólidas de pequeno diâmetro e baixa densidade ($\rho_p < 1400 \text{ kg/m}^3$). Este tipo de partículas fluidiza facilmente. O diâmetro máximo de bolhas formadas é relativamente pequeno e a velocidade ascendente das bolhas excede a velocidade do gás na fase de emulsão.

Grupo B: Partículas de tamanho médio. Areia comum de mar ou rio é um típico exemplo deste grupo de partículas. As bolhas aparecem assim que a fluidização é alcançada. O sistema fluidiza com elevada ação das bolhas.

Grupo C: Partículas finas ou pós altamente coesivos que não fluidizam facilmente em condições normais. São propensos a formar canais de ar no leito.

Grupo D: Partículas de grande diâmetro e alta densidade. A característica principal deste grupo é que as bolhas ascendem lentamente, muito mais lento que a velocidade intersticial do gás na fase de emulsão.

Figura 4 – Classificação de Geldart para os materiais particulados.



Fonte: Geldart (1973). Modificado pela autora.

Diâmetro das partículas (d_p): É geralmente aceito que o tamanho das partículas deve ser definido, para efeito de cálculo, como o diâmetro igual ao diâmetro de uma esfera com diâmetro médio equivalente das partículas (OKA, 2004). Entre os modelos mais utilizados está o famigerado diâmetro de Sauter, que relaciona diâmetro da partícula cuja relação superfície/volume é a mesma para todas as partículas:

$$d_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{pi}}} \quad (3)$$

Onde d_p é o diâmetro médio de Sauter, x_i é a fração mássica retida e d_{pi} é o diâmetro médio cada partícula.

Esfericidade (ϕ): É definida como a razão entre a área superficial de uma esfera que tem volume equivalente ao da partícula e a área superficial da partícula.

$$\phi = \left(\frac{d_v}{d_s}\right)^2 \quad (4)$$

Onde, d_v é o diâmetro de uma esfera que tem o mesmo volume da partícula, d_s é o diâmetro de uma esfera que tem a mesma superfície da partícula, e $0 < \phi_s < 1$. Quando $\phi = 1$ a partícula tem a forma de uma esfera perfeita. Geldart (1986) cita que para materiais com esfericidade por volta de 0,8 tem-se que $d_v \approx 1,13d_p$.

3.2.2 Aspectos fluidodinâmicos do leito poroso

3.2.2.1 Características do escoamento e elutriação de partículas

Para fins de projeto de reatores de leito expandido, o fator mais importante a determinar é a velocidade de mínima fluidização U_{mf} , assim é possível definir o regime fluidodinâmico de trabalho e otimizar as reações que ocorrem no sistema gás-sólido como gaseificação e combustão NEMTSOV; ZABANIOTOU (2008).

Segundo Sharma et al. (2013) a velocidade mínima de fluidização (U_{mf}) é definida como a velocidade superficial do gás, na qual a força de arrasto sobre os materiais do leito é igual a força gravitacional. Tendo por base esse entendimento, chega-se a uma formulação matemática escrita para com as propriedades características acima comentadas de forma a ser de utilidade geral para movimento em meios porosos. A Equação 5 de Ergun (1952) considera que “perdas viscosas e cinéticas podem ser aditivas e cobre toda a faixa de vazões” (McCabe, 2005):

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{(\phi d_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g U^2}{\phi d_p} \quad (5)$$

Na Equação 5, μ é a viscosidade dinâmica do fluido e ρ_g é a densidade do gás. No lado direito da equação são considerados respectivamente os componentes laminar e turbulento do gradiente de pressão. É comum encontrar mudanças na forma e na direção dos canais no leito, o que pode implicar significativas de energia cinética para casos com alto número de Reynolds. A constante 150 corresponde a um valor razoável de correção para o fator de tortuosidade. O coeficiente 1,75 é bastante elevado se tomar por base os fatores de atrito para fluxo em tubos, o escoamento ocorre de forma que o fluido percola tanto os poros das partículas quanto os interstícios entre elas (CREMASCO, 2014), portanto tal valor é justificado pelos efeitos de tortuosidade de possíveis canais de fluxo preferenciais no leito por onde o gás de fluidização ascende e a rugosidade das partículas. A principal contribuição

para a queda de pressão deve ser a perda de energia cinética causada por mudanças na seção transversal dos canais e na direção do fluxo. Conforme as passagens entre as partículas, o canal se torna menor e maior, e a velocidade máxima é muito maior que a velocidade média. Como a área dos canais de passagem do gás muda rapidamente, a maior parte da energia cinética do fluido é perdida como uma perda de expansão (McCABE, 2005).

A queda de pressão no leito é igual ao peso do leito. A força de arrasto de fluido F_D é apresentada na Equação 6 de Geldart.

$$F_D = \Delta PA = AL(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)g \quad (6)$$

Onde ρ_p é a massa específica do material sólido do leito [kg/m^3], g é a aceleração da gravidade [m/s^2], ρ_g corresponde a massa específica do gás, A e L são a área da seção transversal e a altura do leito, respectivamente.

Fazendo um arranjo com as Equações 5 e 6, pode-se reescrever a equação de Ergun em termos de quantidades adimensionais conhecidas como número de Arquimedes (Ar) (alguns autores denominam este termo como número de Galileu, Ga) e o número de Reynolds de mínima fluidização (Re_{mf}).

$$Ar = \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2} Re_{mf} + \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} Re_{mf}^2 \quad (7)$$

O primeiro termo do lado esquerdo da Equação 7 representa as forças inércias enquanto que o segundo representa as forças de origem viscosas.

$$A_r = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu} \quad (8)$$

$$Re_{mf} = \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} \quad (9)$$

Segundo Kozanoglu et al. (2002) a equação da velocidade mínima de fluidização também pode ser escrita conforme a (Equação 10):

$$Re_{mf} = \left[\left(\frac{K_2}{2K_1} \right)^2 + \frac{Ar}{K_1} \right]^{0,5} - \frac{K_2}{2K_1} \quad (10)$$

$$\text{Onde } K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi} \text{ e } K_2 = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi^2}$$

Segundo Delebarre (2004), Wen e Yu foram os primeiros a notar que K_1 e K_2 permanecem praticamente constantes para diferentes tipos de partículas em uma ampla gama de condições ($0,001 < Re_p < 4000$), eles então definiram duas constantes amplamente utilizadas quando não se conhece a porosidade do leito (ε_{mf}) ou a esfericidade da partícula.

$$C_1 = \frac{K_2}{2K_1} \text{ e } C_2 = \frac{1}{K_1}$$

$$Re_{mf} = [(C_1)^2 + C_2 Ar]^{0,5} - C_1 \quad (11)$$

É bastante comum que pesquisadores calculem os valores de suas constantes a partir de ensaios fluidodinâmicos com diferentes granulometrias do material do leito em diferentes disposições de altura e massa. Importa confirmar em qual dos estados de fluidização se encontra o leito para validar os cálculos. Isto pode ser feito segundo a equação de Wilhelm e Kwauk (1948) e Kunii e Levenspiel (1979) através do número de Froude (Equação 15).

$$Fr_{mf} = \frac{U_{mf}^2}{d_p g} \quad (12)$$

Se $Fr_{mf} < 0.13$ – fluidização uniforme,

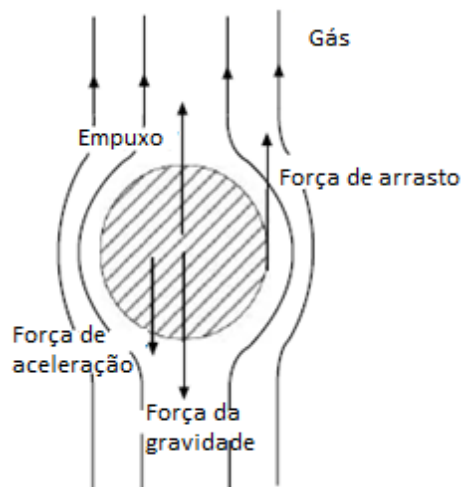
Se $Fr_{mf} > 0.13$ – fluidização borbulhante.

Romero e Johanson (1962) propõem a Equação 16 para caracterização quanto a qualidade da fluidização borbulhante, se o resultado for menor que 100, é uniforme ou particulada e se maior que 100 é borbulhante ou agregativa.

$$Fr_{mf} = Re_{mf} \left(\frac{\rho_p - \rho_g}{\rho_g} \right) \left(\frac{L_{mf}}{D} \right) \quad (13)$$

A velocidade terminal U_t de uma partícula sólida é um importante parâmetro de projeto. Para evitar a perda de material do leito, uma partícula isolada em queda livre em um meio fluido aumenta sua aceleração até atingir uma velocidade de equilíbrio, esta é definida como a máxima velocidade do gás que pode ser atingida no leito antes que se produza a elutrição da partícula (KUNII; LEVENSPIEL, 1991).

Figura 5 – Forças que atuam sobre uma partícula que se move em um escoamento ascendente.



Fonte: Basu (2006).

O movimento das partículas no fluido requer a ação de forças externas que podem ser divididas em forças de campo, volumares e de superfície. A Figura 5 representa as forças que atuam sobre uma partícula isolada dado um escoamento ascendente. Considerando uma partícula esférica suspensa pela força de arrasto vertical do gás, para o equilíbrio estático das forças o balanço fica: $Peso = Força\ de\ arrasto + Força\ de\ empuxo$. Escrevendo matematicamente (Equação 14):

$$\frac{\rho_g \pi d_p^3 g}{6} = C_D \frac{d_p^2 U_T^2 \rho_g}{8} + \rho_g \frac{\pi d_p^3 g}{6} \quad (14)$$

Por conseguinte:

$$U_t = \sqrt{\frac{4d_p(\rho_p - \rho_g)g}{3\rho_g C_D}} \quad (15)$$

Para o caso geral, Haider e Levenspiel (1989) propuseram a Equação 16 para determinar o coeficiente de arrasto corrigido pela esfericidade:

$$C_D = \frac{24}{Re_P} \left[1 + (8,171e^{-4,0655\phi}) Re_P^{0,0964+0,5565\phi} \right] + \frac{73,69(e^{-5,0748\phi}) Re_P}{Re_P + 5,378e^{6,2122\phi}} \quad (16)$$

Considerando uma medida adimensional d^* para o diâmetro da partícula e uma velocidade adimensional U^* para o gás, tem-se:

$$d_p^* = d_p \left(\frac{\rho_g(\rho_p - \rho_g)g}{\mu^2} \right)^{1/3} = Ar^{1/3} = \left(\frac{4C_D Re_p^2}{3} \right)^{1/3} \quad (17)$$

$$U^* = U \left[\frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_p - \rho_g)g} \right]^{1/3} = \frac{Re_p}{Ar^{1/3}} = \left(\frac{4Re_p}{3C_D} \right)^{1/3} \quad (18)$$

Haider e Levenspiel (1989), apresentam uma aproximação útil para a avaliação direta da velocidade terminal das partículas válida para $0,5 < \phi < 1$ (Equação 19):

$$U_t^* = \left[\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2,335 - 1,744\phi}{d_p^{*0,5}} \right]^{-1} \quad (19)$$

Por fim, a velocidade terminal pode ser calculada utilizando a Equação 20.

$$U_t = U_t^* \left[\frac{\mu(\rho_p - \rho_g)g}{\rho_g^2} \right]^{1/3} \quad (20)$$

3.2.3.2 Análise de bolhas e expansão do leito

O surgimento das bolhas acontece logo após a velocidade mínima de fluidização ser atingida, onde a perda de carga através do leito permanece praticamente constante enquanto o leito continua expandindo (OKA, 2004). Os parâmetros básicos de uma bolha em um leito têm grande importância nos processos de interação da fase gás - sólido, permitindo uma melhor compreensão dos processos de transferência de calor e massa da mistura, das partículas no leito e das reações químicas, que dependem do movimento caótico e da interação gás - partícula provocada pelas bolhas (OKA, 2004).

O diâmetro volumétrico equivalente da bolha foi descrito por Darton et.al (1977) como:

$$d_b = 0,54(U - U_{mf})^{0,4} (Z + 4\sqrt{A_0})^{0,8} g^{-0,2} \quad (21)$$

Em que A_0 é a razão entre a área do leito e o número de furos, e Z corresponde a metade da altura do leito L_{mf} ; $A_0 = (A_{leito} / N_{total \text{ orificios}})$; $Z = (L_{mf} / 2)$

Mori e Wen (1975) sugeriram Equação (22) para as partículas dos grupos B e D de Geldart (1975):

$$\frac{d_{bm} - d_b}{d_{bm} - d_{b0}} = \exp\left(-\frac{0,3Z}{D}\right) \quad (22)$$

onde D é o diâmetro do leito. O tamanho limite da bolha [m] está correlacionado como:

$$d_{bm} = 0,65 \left[\frac{\pi}{4} D^2 (U - U_{mf}) \right]^{0,4} \quad (23)$$

Na Equação 23, U e U_{mf} estão em cm/s, e D está em cm. Sendo válida nas seguintes condições de operação: $D \leq 1,30$ m $0,5 \leq U_{mf} \leq 20$ cm/s ; $60 \leq d_p \leq 450$ μ m $U - U_{mf} \leq 48$ cm/s. O tamanho inicial da bolha, d_{b0} , próximo ao fundo do leito quando o fluxo de gás aumenta e as bolhas tocam-se e misturam-se entre si, é segundo (Kunii e Levenspiel, 1991):

$$d_{b0} = \frac{2,78(U - U_{mf})^2}{g} \quad (24)$$

A velocidade de ascensão de uma única bolha através da fase de emulsão é dada por Kunii e Levenspiel (1991), note que $d_b/D \leq 0,125$ para evitar o efeito da parede:

$$u_{bs} = 0,711 \sqrt{g d_b} \quad (25)$$

A bolha entra no fundo do leito e empurra a fase de emulsão em um volume correspondente ao seu. Assim, a própria fase de emulsão sobe com uma velocidade absoluta $(U - U_{mf})$ até a superfície do leito. A velocidade absoluta da bolha, U_b é dada na Equação 26.

$$U_b = U - U_{mf} + u_{bs} \quad (26)$$

Expansão do leito

É importante conhecer o fenômeno de transporte e desagregação de partículas do leito para o correto dimensionamento do reator e do sistema de coleta do material elutriado, tendo em vista que a perda de material do leito afeta a qualidade da combustão e, portanto, deve-se evitar uma grande taxa de elutriação de partículas. Davidson e Harrison (1963) derivaram uma expressão para expansão do leito (Equação 27), assumindo que a velocidade da bolha seja constante em um valor de velocidade média U_{bm} :

$$\frac{L - L_{mf}}{L_{mf}} = \frac{U - U_{mf}}{U_{bm}} \quad (27)$$

No caso da existência de bolhas:

$$\frac{L}{L_{mf}} = \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{(1 - \delta_b) \cdot (1 - \varepsilon_e)} \quad (28)$$

Onde:

L- altura do leito expandido ou fluidizado, [m]

ε - porosidade do leito expandido, [adimensional]

δ_b - fração volumétrica ocupada pelas bolhas no volume total do leito, [m³de bolhas/m³ do leito]

ε_e - porosidade na fase de emulsão, [adimensional]

A velocidade intersticial de ascensão do gás na fase de emulsão (assumindo $\varepsilon_e \cong \varepsilon_{mf}$) é definida como:

$$U_e = \frac{U_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \quad (29)$$

Para bolhas lentas ($U_b < U_e$):

$$\delta_b = \frac{U - U_{mf}}{U_b + 2U_{mf}} \quad (30)$$

Para bolhas intermediárias ($U_e < U_b < 5U_e$)

$$\delta_b = \frac{U - U_{mf}}{U_b} \quad \text{quando } (U_b \cong 5U_e) \quad (31)$$

Para bolhas rápidas ($U_b > 5U_e$)

$$\delta_b = \frac{U - U_{mf}}{U_b - U_{mf}} \quad \text{quando } (U_b \cong 5U_e) \quad (32)$$

Formação de pistões de areia (*Slugging*)

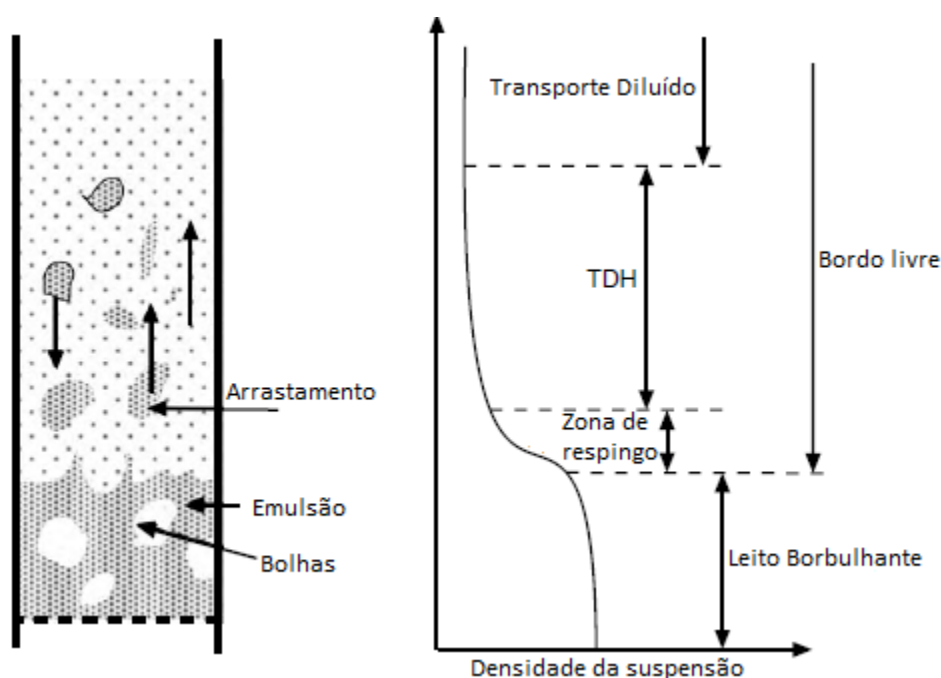
Sluggings, formação de bolsas de ar no leito, ocorrem com velocidades bem acima da U_{mf} em uma faixa posterior ao regime borbulhante, pela razão L/D pode-se dimensionar um reator em que o efeito de pistão seja evitado, para razões maiores do que 2, o leito apresenta tendência a *slugging*. A mínima velocidade de *slugging* (Equação 36) é dada por Stewart e Davidson (1967).

$$U_{s1} = U_{mf} + 0,07(gD)^{0,5} \quad (33)$$

Transport Disengagin Height (TDH) – Altura de desagregação e transporte

Zenz e Weil (1958), definiram a *Transport Disengagin Height (TDH)* como uma altura, acima da qual a taxa de arraste e o tamanho médio das partículas ficam constantes. Na TDH, todas as partículas que tenham uma velocidade menor que a velocidade terminal do gás, caem de volta ao leito e as outras partículas serão arrastadas.

Figura 6 – Concentração de sólidos com a altura do leito.



Fonte: Basu (2006).

A Figura 6 ilustra as distintas regiões formadas pela vazão do gás com o detalhe da redução da concentração de partículas com a altura. O espaço logo acima da superfície livre do leito até a zona de saída do gás é chamado de *Freeboard* (zona livre) e é uma região de desprendimento com gradiente de concentração de partículas. O mesmo é composto por três regiões fundamentais: a região de respingo (*splash zone*) que corresponde a seção onde o borbulhamento do leito provoca a aspersão de partículas, a de arrastamento, que é a TDH, e a zona de transporte diluído, esta última é caracterizada pela baixa concentração de partículas e a elutriação das que superam a velocidade terminal. (OKA, 2004). Devido a força de arrasto, as partículas são levadas para cima de forma individual ou em grupos, isto é conhecido como partículas arrastadas (*entrained particle*), e o fenômeno que as caracteriza é conhecido como arrastamento (*entrainment*).

Para partículas do Grupo B, Ko et al. (2012) apresentaram a correlação conforme a Equação 34.

$$TDH = 14 \cdot \left(\frac{d_{bvs}}{g} \right)^{0,5} \quad (34)$$

O termo d_{bvs} presente na Equação 39 corresponde ao diâmetro volumétrico equivalente de uma bolha na superfície. Tal termo é determinado segundo Ko et al., (2012) como referente na Equação 35.

$$d_{bvs} = 0,474 \left(\frac{U - U_{mf}}{\theta \sqrt{g}} \right)^{0,4} (L + 3,94 \sqrt{A_0})^{0,8} \quad (35)$$

Onde: $\theta=0,64$ para $D < 0,1$ m ; $\theta=1,6 D$, para $0,1 < D < 1$ m. O termo A_0 presente na Equação 35 é a área de cada orifício da placa perfurada; se não for utilizado um distribuidor desse tipo pode-se desconsiderar esse termo.

4 METODOLOGIA

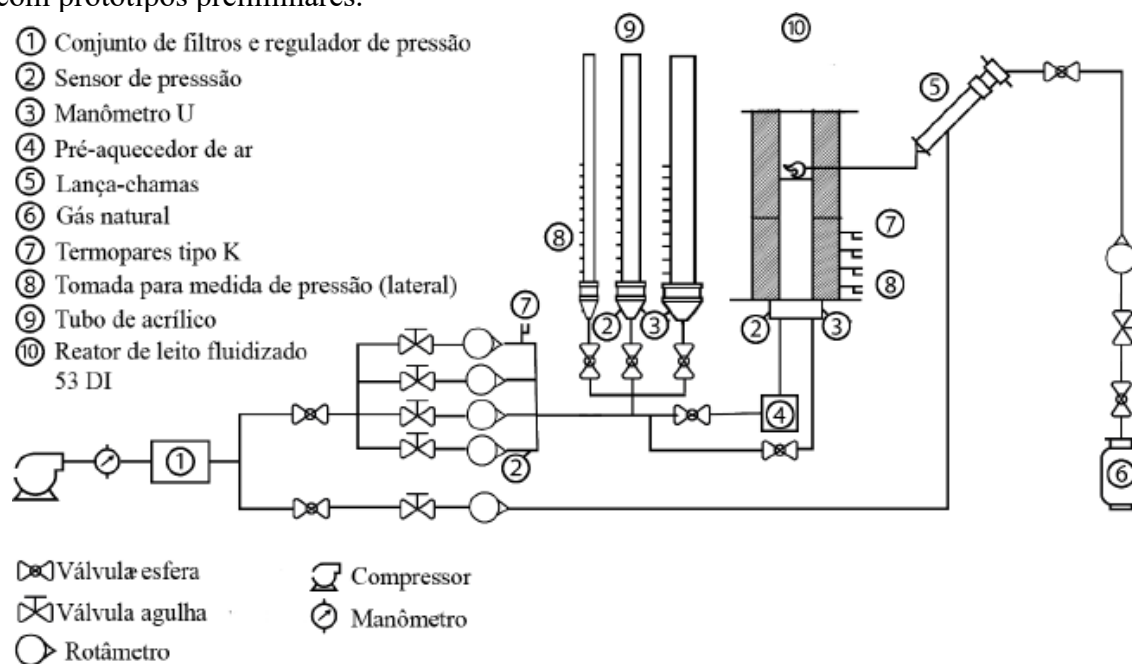
Com o propósito de estudar os fenômenos envolvidos na tecnologia de Combustão em Leito Fluidizado (CLF), optou-se por uma avaliação em separado: fluidodinâmica a frio e a transmissão de calor pela parede do reator dada a combustão utilizando Gás Natural Veicular (GNV) em situação de temperatura de operação constante. A modelagem fluidodinâmica prevê a utilização dos métodos encontrados na literatura para calcular a expansão do leito. A partir da verificação de dados de sensoriamento dos ensaios experimentais pode-se comparar os resultados dos métodos aos dados dos testes. Quanto aos aspectos termodinâmicos, foram realizados testes de inicialização (*start up*) e operação do reator a fim de esboçar o perfil de temperaturas e calcular a conservação de energia.

4.1 Estudo fluidodinâmico experimental

4.1.1 Ensaios preliminares em bancada

A fim de prever o comportamento fluidodinâmico para desenvolver o protótipo do reator, foram realizados testes preliminares de fluidização em uma bancada com tubos de acrílico para a adequada concepção e montagem do mesmo. Os testes objetivaram o conhecimento sobre parâmetros governantes dos mecanismos de fluidização. Os ensaios na bancada com os tubos foram intensamente estudados por Moreira et al. (2013) e Feitosa et al. (2015), Feitosa et al. (2015), Feitosa et al. (2019), de forma a projetar o reator em escala menor. Para o desenvolvimento do reator buscou-se que os efeitos de parede, rugosidade e “empistonamento” do leito sejam de baixa significância para a hidrodinâmica e combustão. O material inerte de trabalho foi areia de praia (sílica) cujos “diâmetros médios de partículas utilizados foram $d_p = 408,5 \mu\text{m}$; $327,5 \mu\text{m}$; $225 \mu\text{m}$ e $137 \mu\text{m}$, que equivalem às peneiras de 25/80; 45/50; 50/100 e 100/120 MESH ASTM, respectivamente” (Feitosa, 2019). As peneiras granulométricas utilizadas podem ser visualizadas em Apêndice. O aparato experimental, utilizado consiste em tubos de acrílico dispostos em bancada com diâmetros internos de 44, 65 e 90 mm e altura de 1 m, e um protótipo de reator com diâmetro interno (DI) de 110 mm e altura 550 mm (Vide em Apêndice A). O aparato experimental dos testes fluidodinâmicos é representado na Figura 7.

Figura 7 – Esquematização do aparato experimental para o estudo de fluidização com protótipos preliminares.



Fonte: Feitosa (2019).

4.1.2 Descrição do reator

O projeto básico construtivo do reator DI 110mm (refratário interno) para a queima de GNV/biogás buscou garantir maior faixa de regime borbulhante e assegurar que não haverá formação de pistões de areia no leito. Levando em consideração a fluidização da mistura areia/lodo e os efeitos de temperatura e rugosidade, optou-se pela cota de trabalho entre 0,425 e 0,460 m, desta forma a razão L/D máxima sugerida por Feitosa et al. (2017), e adotada no presente trabalho, situa-se na faixa de 3,86 e 4,18 para o tubo liso e para o reator respectivamente, tal relação permite comparar os resultados de testes fluidodinâmicos entre o tubo liso DI (90mm) e o DI (110mm) de material refratário. Demais aspectos construtivos que justificam altura e diâmetro do leito bem como a altura escolhida para inserir o lança chamas são discutidos no trabalho de Feitosa (2015).

A faixa granulométrica e o diâmetro da partícula adotado no presente neste trabalho foram estabelecidas de acordo com os estudos de Feitosa (2019) no qual tomou-se por base a frequência relativa e volumétrica das partículas encontradas no conjunto amostral dos pesquisadores Prado e Campos (2009) cuja granulometria média de maior frequência em volume se situa entre 260 μ m e 320 μ m. Juntamente com a distribuição da areia proveniente da ETE-CAGECE município de Quixadá. Através da Equação 3 calculou-se o

diâmetro médio correspondente a 292 μm . A faixa de 45/50 MESH ASTM é bastante restrita, o que oferece maior precisão aos cálculos e corresponde ao diâmetro médio de 327,5 μm . Este valor está contido na amostra avaliada e na faixa de maior frequência em volume do estudo de Prado e Campos (2009). O que levou a considerar, para efeito de cálculo, este valor como diâmetro médio da sílica. A altura da caldeira foi projetada para a injeção simultânea de lodo e areia e com furos para saída da areia esterilizada.

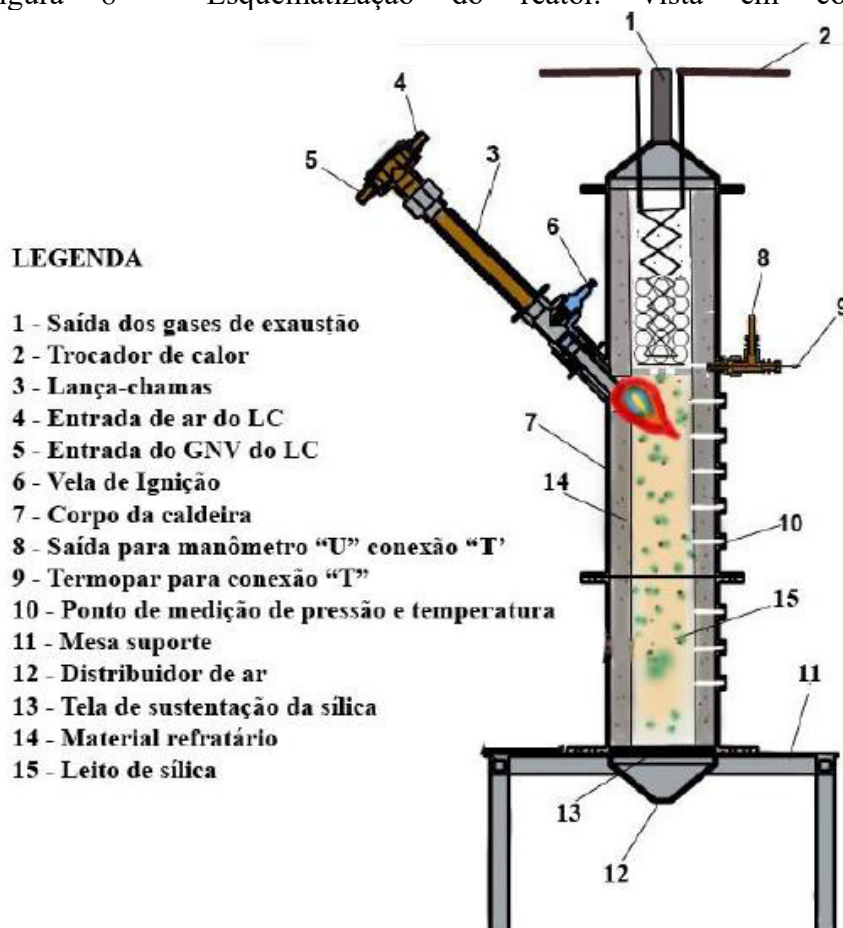
A referida caldeira é dividida em três seções para melhor transporte e montagem. Todas feitas em de aço 1020 e revestimento interno de material refratário, além de camadas de isolante de fibra cerâmica. A peça inferior possui parede de material refratário (85 mm) e aço 1020 (3 mm) com entradas para biomassa (ver Feitosa 2015) e renovação de areia a 150 mm da base (ver Feitosa 2019) e 100mm do leito expandido (Fotos em Anexo A), e 4 entradas para sensores de temperatura e pressão. As dimensões externas são de 280 mm de diâmetro e altura de 275 mm. A seção intermediária é de mesmo material e espessura comportando a entrada para o LC e mais duas entradas para biomassa, distantes entre si por 240 mm, uma saída para a areia esterilizada e 6 entradas para leitura de temperatura e pressão. Esta peça foi projetada de forma a manter o escoamento no leito fixo de aluminas por meio de uma seção cônica com aumento de diâmetro interno para DI (174 mm). (Fotos das seções do reator em Anexo A). A peça superior da caldeira corresponde ao leito fixo com trocador de calor e dispõe de refratário (53 mm) e 2 entradas para sensoriamento de temperatura de pressão. O dimensionamento permite realizar testes com leitos híbridos, sílica expandido e alumina fixo, e estudar fatores que influenciam no comportamento da fluidização, combustão e transmissão de calor. A Figura 8 mostra a esquematização do protótipo do reator na vista de corte lateral.

Todo o sistema foi montado sobre bancada com o sistema de aquisição de dados e suporte para linhas de alimentação e seus controladores de vazão além de escape de gases de combustão e analisador de emissões. O sistema de sensoriamento conta com uma ferramenta de software LabView para leitura captando cerca de 12000 dados a cada 5 s, desta forma o controle e operação do reator pôde ser acompanhado e em seguida realizada a análise dos dados.

O sistema de distribuição (air box) foi projetado para adaptar-se a diferentes escolhas da placa distribuidora e configurações de teste. A montagem utilizada no presente trabalho, integra a configuração para o *plenum*/placa distribuidora onde esta última foi composta pela junção de dois discos de aço inox “ (com diâmetro interno de 78 mm e externo de 180 mm) e um conjunto de malhas sobrepostas (3 malhas) de 200 mesh ABNT com 75

μm de abertura, totalizando cerca de 17,54% de área livre em relação ao diâmetro do leito”. (Feitosa, 2019 p. 64). Também se utilizou malhas sobrepostas (abertura de 75 μm) para evitar que partículas de areia do leito atravessassem a placa afetando a fluidização por obstrução. São 1182 furos na malha cada furo possui área (A_0) de 0,00477 m^2 .

Figura 8 – Esquemática do reator. Vista em corte.



Fonte: Feitosa (2019).

O protótipo do reator com seus sistemas auxiliares (alimentação de biomassa, areia e o escape dos gases) pode ser observado na Figura 9. Fotos com o sistema de aquisição de dados estão disponíveis em Apêndice A.

Figura 9 – Renderização 3D do projeto construtivo da CCLF.



Fonte: Feitosa (2019).

4.1.2.1 Procedimento para ensaio fluidodinâmico e metodologia de análise

O ar comprimido para fluidização advém do compressor de ar Chiaperini 250 L (CJ 25 APV 250, 175 Psi), na linha de ar foram instalados filtros para evitar umidade, óleo e particulados. A vazão volumétrica foi controlada através de quatro rotâmetros de ar da marca Dayer, destes dois possuem valor divisão de escala (VDE) de 1 ft³/h (SCFH) e dois com valor de divisão de escala (VDE) de 2 ft³/h (SCFH). Durante os testes buscou-se evitar faixas de fundo de escala (menores que 25% e maiores que 75%) por oferecerem menor exatidão.

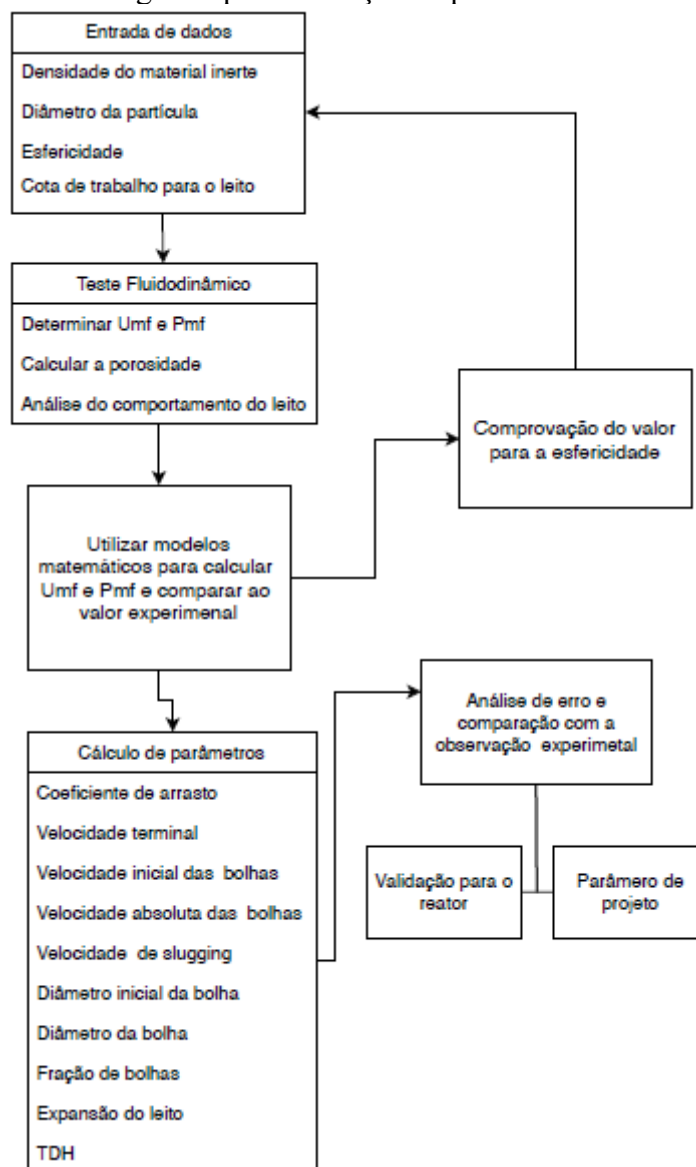
Para obter os valores de queda de pressão, os sensores foram instalados na base e no *plenum* da caldeira e na base dos tubos de acrílico. Foi utilizado transmissores de pressão do tipo piezoresistivo cerâmico, com faixas de medição de 0-2 bar e 0-10 bar com precisão de 0,25% do fundo de escala (F.E.) para os sensores Velki, modelo VKP-011. A leitura da temperatura foi feita na entrada de ar por meio de um termopar tipo K. Os valores de pressão no *plenum* e da vazão entrada de ar foram empregados para a correção de vazão dos rotâmetros.

Procedimento de teste:

- Verificação de vazamentos nas conexões, entradas e saída dos rotômetros e quando necessário, vedar adequadamente;
- Ajuste de pressão na linha de ar comprimido para 6 bar;
- Medição da massa de areia; quantidade previamente definida para a cota de estudo. A areia em seguida é transferida para tubo de acrílico/reator. Usualmente é feita a compactação da areia quando necessário verificar sua influência na fluidização;
- Abertura da válvula geral da passagem do ar comprimido e abertura da válvula do rotômetro;
- Os valores de pressão são medidos no sistema de aquisição de dados com a ferramenta LabView, o software gera uma planilha com valores de pressão, temperatura e desvio padrão atualizados a cada 5 segundos. Na interface do programa são anotadas as medições para a altura do leito a cada incremento de vazão. Ao longo do teste, também se utiliza uma planilha de controle para acompanhamento e controle do processo;
- Cada regime é analisado visualmente (leito fixo, borbulhante e empistonado) para verificar se foram formados canais preferenciais no leito e a formação de bolhas, quando se atinge o regime empistonado, iniciou-se o decremento de vazão.

A Figura 10 apresenta a sequência de passos para chegar aos parâmetros de projeto a partir da validação dos métodos de cálculo com os tubos de acrílico e posteriormente aplicando os mesmos ao reator.

Figura 10 – Fluxograma para avaliação de parâmetros fluidodinâmicos.



Fonte: Elaborado pela autora.

Os resultados dos testes para os tubos de acrílico foram utilizados para estimar os fenômenos fluidodinâmicos do reator protótipo. Primeiramente foram avaliados os métodos de predição da U_{mf} encontrados na literatura para identificar qual é mais representativo em comparação ao valor obtido da avaliação do gráfico, resultante da inclinação da curva de fluidização, para o reator DI (110mm). A partir dos dados fluidodinâmicos, a esfericidade é estimada por meio de uma calibração utilizando a equação de Ergun para diferentes cotas dos testes, o valor obtido também é comparado as Equações 41 e 42 de Wen e Yu (1966) para a esfericidade. Posteriormente, foram realizados os cálculos dos parâmetros fluidodinâmicos (C_D , U_T , d_b , d_{b0} , U_{s1} , L , δ_b , TDH) para o tubo liso e para o reator e feita a análise de erro para os métodos de cálculo apresentados em bibliografia,

vale ressaltar que apenas nos tubos de acrílico é possível fazer leituras de altura do leito, desta forma, os valores obtidos para o tubo DI (90mm) foram utilizados para efeito de comparação com os resultados do reator e assim averiguar se os valores obtidos conferem boa estimativa de parâmetros para o mesmo e para o projeto construtivo de campo.

$$\frac{1}{\phi \cdot \varepsilon_{mf}^3} \approx 14 \quad (36)$$

$$\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} \approx 11 \quad (37)$$

4.2 Análise térmica

4.2.1 Aparato experimental

O sistema de combustão foi projetado de forma a funcionar com alimentação de ar e/ou biomassa. Para melhor compreensão termodinâmica e a influência da fluidização na mesma, optou-se por utilizar gás natural veicular (GNV) como combustível de referência. Os testes de combustão consistem em inicialização (*start up*) e operação em regime permanente. Primeiramente, o leito foi fluidizado com ar pré-aquecido em seguida utilizou-se o lança-chamas (LC) para o processo de *start up* com razão de equivalência (RE) definida para que a chama não se apague e permaneça sobre o leito até atingir a temperatura de 900°C, após esta etapa, o GNV foi inserido no *plenum* da caldeira entrando em combustão no leito sem o auxílio do LC. Buscou-se identificar valores que proporcionam melhor eficiência na combustão variando a razão U/U_{mf} e excesso de ar. Os valores de teste foram de 0,61 a 1,27 para a RE e entre 1,1 e 1,61 para a velocidade do ar de fluidização em relação a U_{mf} . O aparato experimental é integrado por:

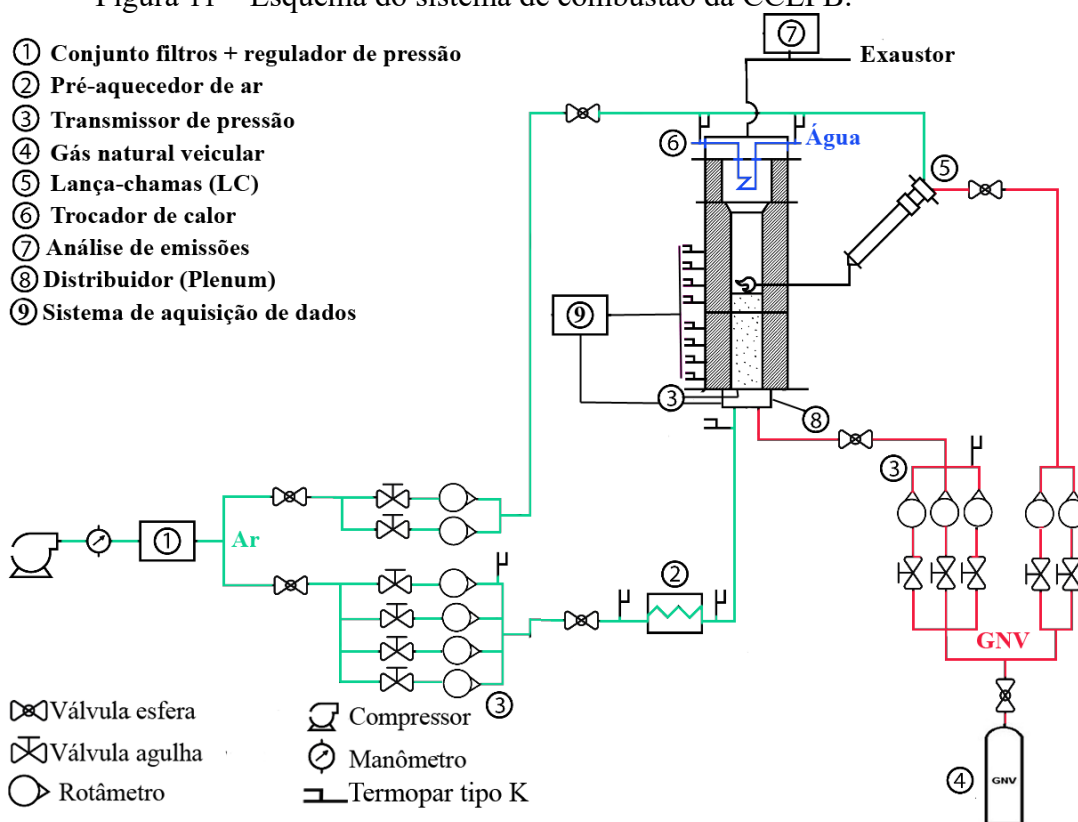
- Regulador de pressão e filtro de impurezas;
- Pré-aquecedor de ar;
- Transmissores de pressão cerâmicos Velki modelo VKP-011 instalados na base e no *plenum* da caldeira;
- Lança-chamas (LC);
- 12 termopares tipo K instalados no corpo da caldeira nas alturas de 0,075, 0,125, 0,175, 0,225, 0,325, 0,375, 0,425, 0,475, 0,525, 0,575, 0,690,

0,740 e 935 m acima da base;

- Analisadores de emissões (CO_2 e NO_x) PCMULTIGÁS (Napro) e Unigás 3000 (Eurotron Instruments);
- Sistema de aquisição e leitura de dados com *software* LabView.

A Figura 11 mostra o aparato experimental para os testes de combustão com detalhe para as linhas de gás e de ar.

Figura 11 – Esquema do sistema de combustão da CCLFB.



Fonte: Feitosa (2019).

Durante os testes, os valores de temperatura na superfície do reator, temperatura da água de saída do trocador, temperatura do escape, entrada e saída do ar no pré-aquecedor, voltagem da resistência elétrica do pré-aquecedor, vazão de entrada e saída dos rotômetros de ar e saída dos rotômetros de gás foram monitoradas bem como o gradiente de temperatura do reator.

4.2.2 Aspectos termodinâmicos

Para a combustão, inicialmente é considerado um volume de controle e as entradas e saídas de energia e massa do mesmo. Para uma mistura de gases como o gás natural, o PCI é calculado pelo somatório dos produtos da fração mássica do componente individual pelo respectivo PCI, conforme a Equação 43.

$$PCI_M = \sum_{i=1}^n PCI_i \cdot x_i \quad (38)$$

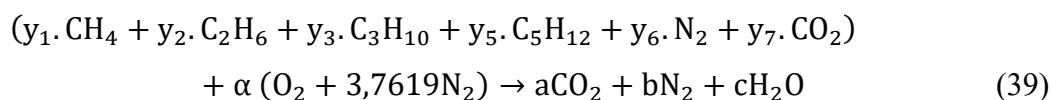
Gás natural veicular (GNV) foi utilizado para a combustão. A análise de concentração de seus componentes foi realizada no LACER utilizando um cromatógrafo tipo MICROGC 490 da empresa Agilent. O resultado da análise está apresentado na Tabela 1.

Tabela 1 – Resultado da análise do cromatógrafo.

| Composição do gás natural | | Massa molar dos componentes (kg/kmol) | Massa do combustível em 1 kmol (kg) |
|--------------------------------|------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|
| Componentes | concentração (%) | | |
| N ₂ | 2.7648309 | 28.010 | 0.774429135 |
| CH ₄ | 94.2903562 | 16.042 | 15.12605894 |
| CO ₂ | 0.4195622 | 44.010 | 0.184649324 |
| C ₂ H ₆ | 2.0326179 | 30.068 | 0.61116755 |
| C ₃ H ₈ | 0.4925997 | 44.110 | 0.217285728 |
| C ₄ H ₁₀ | 0 | 58.120 | 0 |
| C ₅ H ₁₂ | 0 | 72.146 | 0 |

Fonte: Elaborado pela autora.

Tomando os valores de concentração pode-se calcular a quantidade de ar teórica para combustão completa utilizando a Equação 44 e substituindo os valores de concentração da análise do cromatógrafo que correspondem a fração molar y_i .



Substituindo os valores de fração molar na Equação 39, chega-se a Equação 40 geral não balanceada:

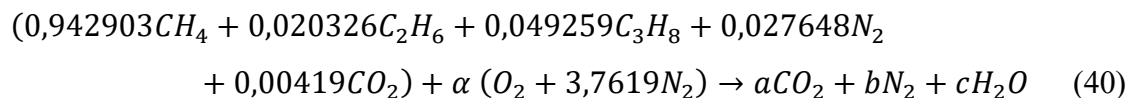


Tabela 2 – Composição do ar adotada nos cálculos.

| Composição do ar | | Massa molar dos componentes (kg/kmol) | Massa molar do ar (kg/kmol) |
|------------------|------------------|---------------------------------------|-----------------------------|
| Componentes | Concentração (%) | | |
| N ₂ | 79 | 28,01 | 22,1279 |
| O ₂ | 21 | 32 | 6,72 |

Fonte: Elaborado pela autora.

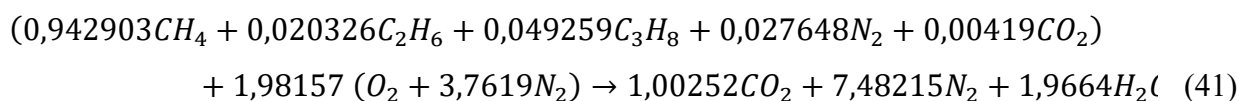
O resultado para o balanço estequiométrico resulta nos seguintes coeficientes para o lado dos produtos de combustão e o fator de ar teórico.

Tabela 3 – Coeficientes do balanço de massa.

| BALANCEAMENTO DA EQUAÇÃO ESTEQUEOMÉTRICA | | |
|---|------------|--------------------|
| C: | a = | 1.002529533 |
| H: | c = | 1.966489649 |
| O: | α = | 1.981578736 |
| N: | b = | 7.48215879 |

Fonte: Elaborado pela autora.

Logo, a equação balanceada para a estequiometria com os coeficientes pode ser escrita como apresentado na Equação 41.



Foram calculados os valores para as massas de ar e de combustível para combustão com proporção estequiométrica.

$$m_{ar} = 1,98157 \cdot (32 + 3,7619 \cdot 28,01) = 273,3335 \text{ kg}$$

$$m_{comb} = 0,942903 \cdot 16,042 + 0,020326 \cdot 30,068 + 0,049259 \cdot 44,11 + 0,027648 \cdot 28,01 + 0,00419 \cdot 44,01 = 16,91359 \text{ kg} \quad (\text{com inertes})$$

$$m_{comb} = 15,9545 \text{ kg} \quad (\text{sem inertes})$$

Dispondo dos valores de massa para as entradas no sistema, chega-se a razão ar-combustível (A/C) teórica, que é calculada com a massa do combustível sem inertes.

$$AC_{teo} = \frac{m_{ar}}{m_{comb}} = \frac{273,3335}{15,9545} = 17,1339 \quad [\text{kg ar/kg comb}]$$

Para calcular a razão de equivalência é preciso conhecer os valores de massa que passam pelos rotâmetros. Dispondo da equação de Clapeyron, equação de estado para gases ideais, onde R é a constante universal dos gases perfeitos, $R = 8,314462 \text{ kJ/ kmol} \cdot \text{K}$, o volume específico é obtido e fazendo as devidas conversões para vazão volumétrica e mássica.

$$Pv = RT \quad (42)$$

$$v_{ar} = \frac{\bar{R}.T}{\sum_{i=1}^n x_i M_i . P} = \frac{8,315562 . 300}{28,8503 . 101,325} = 0,85327 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$v_{GNV} = \frac{\bar{R}.T}{\sum_{i=1}^n x_i M_i . P} = \frac{8,315562 . 300}{16,91359 . 101,325} = 1,45566 \text{ m}^3/\text{kg}$$

Um dos parâmetros de controle durante os testes de combustão é a razão de equivalência (RE). As observações do comportamento da chama foram feitas com base no valor quantitativo da RE e qualitativo de mistura rica ou pobre. Assim, a chama pode ser controlada quando se apresentava preferencialmente na região de zona livre (*freeboard*) ou em direção ao leito.

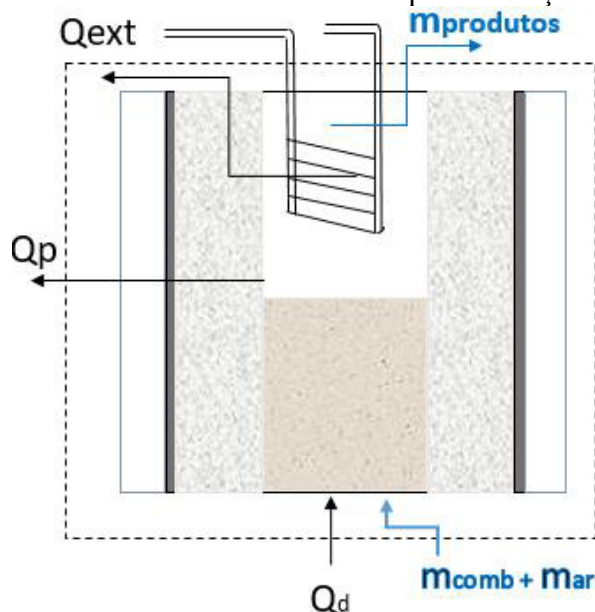
$$RE = \frac{(AC)_{teo}}{(AC)_{real}} = \frac{(CA)_{real}}{(CA)_{teo}} \quad (43)$$

A Figura 12 apresenta o volume de controle considerado para os cálculos de eficiência. Onde o Calor Disponível (Q_d) é a soma da energia do combustível e do ar pré-aquecido (Tabela 4). Q_p é o calor perdido pela parede do reator e Q_{ext} é o calor extraído pelo trocador na região do *freeboard*.

A eficiência do sistema pode ser calculada diretamente pela extração de calor ou pelo método indireto que avalia cada perda de energia (Equação 44).

$$\eta = (1 - L_{total}) . 100\% \quad (44)$$

Figura 12 - Volume de controle da caldeira para balanço de energia.



Fonte: Elaborado pela autora.

Basu (2006) apresenta um procedimento de cálculo para avaliação térmica de caldeiras de leito fluidizado borbulhante. Para o caso da caldeira avaliada neste trabalho, não há adição de sorventes no leito nem tubos imersos no leito de sílica. Foram desconsideradas as perdas por umidade no combustível por utilizar Gás Natural Veicular (GNV) e as perdas por umidade no ar de combustão, uma vez que antes de entrar no sistema o ar passa por uma série de filtros (vide em Apêndice A).

$$L_{escape} = \frac{M_{df} C_f (T_f - T_a)}{PCI} \quad (45)$$

Para o cálculo da energia perdida com o fluxo de gases secos, é sugerida por Basu (2006) a Equação 50, todavia, optou-se por utilizar a entalpia dos produtos da reação em lugar do calor específico, logo, o balanço pode ser reescrito utilizando a conservação da energia (Equação 46). Considerando os gases quentes do lado dos produtos tem-se o calor na saída do reator (Equação 47).

$$Q_{entra} - Q_{sai} + W_{entra} - W_{sai} = \sum N_p \bar{h}_p - \sum N_r \bar{h}_r \quad (46)$$

$$\sum N_p \bar{h}_p = \sum N_p (\bar{h}_f + \bar{h} - \bar{h}^\circ)_p \quad (47)$$

Onde N_p é o número de mols dos produtos por mol de combustível. Multiplicando cada produto pela sua entalpia na temperatura do fluxo no escape (T_f) com valores interpolados para as tabelas de entalpia.

$$q_{secos} = \frac{\sum N_p \bar{h}_p}{M_{comb}} \quad (48)$$

$$Q_{sai} = q_{secos} \cdot m_{GNV} \quad (49)$$

Também foi considerada a perda por combustão química incompleta, que é expressa com os valores de %v/v dos gases secos nos gases de escape e a perda por umidade devido o Hidrogênio do combustível (Equação 51).

$$Q_{inc} = \frac{m_{ar} + m_{comb}}{\rho_{gases}} (C_p CO) \quad (50)$$

$$L_{m,H} = \frac{9H \cdot \alpha [C_m (100 - T_a) + Q_{latente} + Q_{SH}]}{PCI} \quad (51)$$

Cada perda de calor é calculada sobre o calor disponível, sendo este a soma da energia do combustível (Equação 52) e do ar pré-aquecido (Equação 53) à 476 K por resistência térmica (Vide em Apêndice A).

$$Q_{comb} = m_c \cdot PCI \quad (52)$$

$$H_i = m_a C_{ar} (T_i - T_a) \quad (53)$$

Para finalidade de cálculo, optou-se por utilizar uma etapa do teste de combustão com temperatura de operação constante (T_{op}) igual a 866 °C com entrada de combustível apenas no *plenum* da caldeira (sem auxílio do lança chamas). A configuração de estudo utilizada nos cálculos está sintetizada na Tabela 5.

Tabela 4 – Calor disponível considerado nos cálculos.

| Calor Disponível (Q_d) | | |
|----------------------------|-----------|----|
| Ar pré-aquecido | 0,0001744 | kW |
| GNV | 1,47 | kW |
| Total | 1,47 | kW |

Fonte: Elaborado pela autora.

Tabela 5 – Parâmetros utilizados nos cálculos de eficiência a Top constante.

| Configuração em regime permanente para análise | | |
|--|-------------|----------------|
| (CA) real | 0.03095 | |
| λ | 1.89 | |
| m_{ar} | 0.000979573 | kg/s |
| m_{GNV} | 3.03198E-05 | kg/s |
| A_b | 0.89 | m ² |

Fonte: Elaborado pela autora.

A combustão dificilmente ocorre completamente no leito, parte do combustível será queimado na zona de respingo ou no bordo livre. É necessário um bom controle de operação para que a razão ar/combustível mantenha uma queima eficiente e em sua maioria no leito. Assim, o calor da combustão é parcialmente liberado do leito, de forma que algumas partículas do combustível queimam no bordo livre. O calor irradiado da superfície do leito Q_r é uma das principais fontes de perda de calor e é diretamente proporcional à área de superfície do leito A_b exposta ao freeboard. Pode ser calculada a partir da Equação 59.

$$Q_r = \sigma \varepsilon_b A_b [(T_b + 273)^4 - (T_{fb} + 273)^4] \quad (54)$$

O termo ε_b presente na Equação 59 é a emissividade efetiva da superfície do leito e σ é a constante de Stefan-Boltzmann e T_{fb} é a temperatura do bordo livre. O calor perdido pelos gases que deixam o leito, Q_{fg} é a soma das entalpias dos componentes do gás incluindo o vapor d'água que pode ser calculado utilizando a Equação (48) à temperatura do leito T_b . Considerando apenas o leito como volume de controle, o balanço de energia para obter a fração de combustível X_b queimada na região de leito denso é igual a saída de energia do leito por radiação e pelos gases de combustão na temperatura do leito (Equação 55):

$$m_c X_b \cdot PCI + m_a C_{air} (T_i - T_a) = Q_r + Q_{fg} \quad (55)$$

Para calcular a perda de energia através das paredes do reator (Q_p), as dimensões do reator e as especificações dos materiais da parede e do isolamento são apresentadas na Tabela 6. A taxa de calor perdida em paredes cilíndricas é definida conforme a Equação 61. A Figura 15 representa a geometria considerada nos cálculos de transmissão de calor.

$$Q_p = \frac{2\pi L_p k \Delta T}{\ln(r_2/r_1)} \quad (56)$$

Onde (L_p) é a altura da parede e (r) corresponde ao raio do cilindro a partir do centro do reator e crescente com as camadas externas. A condutividade térmica dos materiais foi obtida da ficha de especificações técnicas dos fabricantes (vide em Apêndice B), os valores para temperaturas intermediárias foram estimados por interpolação. O isolamento térmico consiste em 3 camadas de manta de fibra cerâmica e 5 camadas de papel de fibra cerâmica. A Tabela 6 mostra as espessuras das paredes e do isolamento.

Tabela 6 – Espessuras das camadas de materiais.

| MATERIAL | ESPESSURA (mm) |
|--------------------------|----------------|
| Refratário (leito) | 85 |
| Aço | 3 |
| Manta de fibra cerâmica | 6 |
| Papel de fibra cerâmica | 3 |
| Refratário (bordo livre) | 53 |

Fonte: Elaborado pela autora

Como hipótese simplificadora, foi assumido que para determinada altura (L_p), toda a seção radial do reator estaria na mesma temperatura lida pelos sensores. Desta forma, os valores para a condutividade térmica dos materiais foram obtidos considerando o seguinte perfil de leitura dos termopares (Tabela 7) para a configuração de operação. Os valores de condutividade térmica foram interpolados para as temperaturas do gradiente.

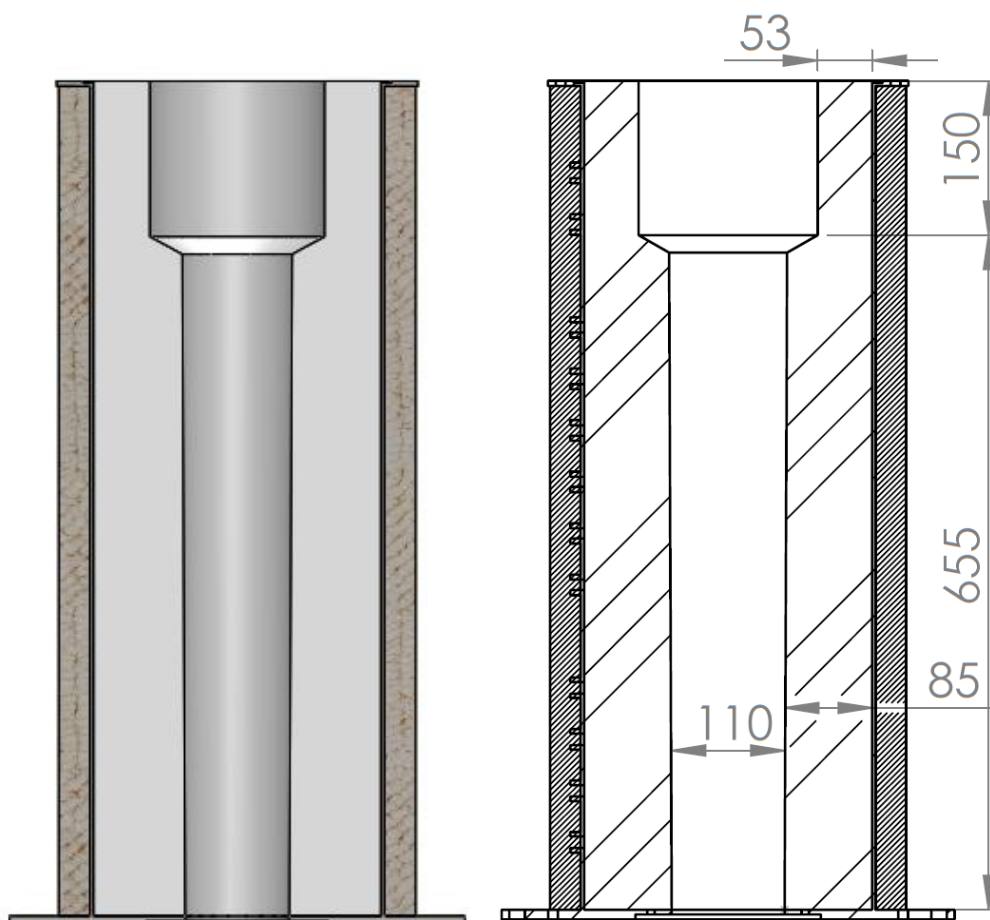
Tabela 7 – Temperaturas para configuração de operação em regime permanente.

| ALTURA (L_p) | TEMPERATURA (K) |
|------------------|-----------------|
| 75 mm | 495.85 |
| 125 mm | 570.05 |
| 175 mm | 611.65 |
| 225 mm | 642.25 |
| 325 mm | 682.45 |
| 375 mm | 721.25 |
| 425 mm | 1139.15 |
| 475 mm | 1009.65 |
| 525 mm | 950.65 |
| 575 mm | 917.45 |
| 690 mm | 528.75 |
| 740 mm | 435.45 |

Fonte: Elaborado pela autora

Para os cálculos térmicos, foi assumido o corpo da caldeira como geometria única não separada em três seções, não é considerada a perda de calor nos flanges e no *plenum*. Para os cálculos foi ignorada a seção cônica do leito de alumina, sendo utilizado o comprimento de 665 mm de parede. A Figura 13 mostra o detalhe da redução da espessura do refratário de foi levada em consideração para os cálculos. A temperatura na superfície do reator, revestimento de aço, foi medida com termopares tipo K em três alturas críticas, assim consideradas por possuírem maior temperatura.

Figura 13 – Esquemática da geometria utilizada para cálculo de transmissão de calor. (Unidades em mm).



Fonte: Elaborado pela autora.

4.3 Modelagem do perfil de temperaturas para o leito

Transmissão de calor na maioria das vezes envolve dois ou, até mesmo, três, processos simultaneamente. Os métodos numéricos associados a técnicas de CFD permitem analisar pontos de temperatura de um reator e modelar seu gradiente de temperaturas além de oferecer uma percepção consistente sobre seções preferenciais de combustão. Este estudo mostra-se essencial para projeto térmico em qualquer reator de combustão. Tomando a equação bidimensional de difusão para estado estacionário e fazendo a discretização encontrada em Patankar (1980) e Versteeg (2007) com vizinhos em norte, sul, leste e oeste e um ponto central P a equação pode ser escrita como:

$$\rho c \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(k \frac{\partial T}{\partial y} \right) + S = 0 \quad (57)$$

$$a_P T_P = a_E T_E + a_W T_W + a_N T_N + a_S T_S + b \quad (58)$$

Conferir discretização em Patankar (1980). Vale ressaltar que o refino da malha e a escolha do time step são aspectos fundamentais para uma modelagem representativa. No contexto da combustão, uma análise em CFD para combustão em leito fluidizado ainda está em desenvolvimento na área científica diversos estudos acadêmicos são produzidos a fim de produzir modelagens mais fidedignas e completas para a tecnologia CLF.

Utilizando o Método dos Volumes Finitos (MVF), estimou-se o gradiente de temperatura do leito para a configuração de operação, esta modelagem é um passo incipiente para determinar posteriormente, através de técnicas mais refinadas e software mais robusto, um perfil representativo para o leito aquecido sem considerar a combustão. Os valores iniciais de entrada são as temperaturas provenientes da leitura dos sensores a 25mm no leito. A modelagem é bidimensional considerando o leito denso fluidizado com dimensões de 110 mm na horizontal (diâmetro do leito) e 460 mm na vertical para o leito garantido assim que a região possui apenas areia (não atinge o bordo livre).

Considerações:

- O leito encontra-se a $T_a = 25^\circ\text{C}$;
- A temperatura do ar na entrada é igual a temperatura na saída do pré-aquecedor.
- A temperatura do ar na saída é a mesma na lida na altura de 425mm com o termopar.
- O calor é propagado axialmente, sendo a temperatura na fronteira inferior de $313,15^\circ\text{C}$ e superior de 866°C constantes.
- As laterais foram consideradas isotérmicas com temperatura igual a medida na superfície da caldeira.
- As condutividades térmicas (ar e areia) assumidas constante ao longo da simulação, respectivamente 0,03 e 1,4 W/m.K. Calor específico constante, 1,0048 kJ/kg.K para o ar e 740 J/kg.K para a areia.

- Considerando a modelagem em duas fases (bolha/emulsão), a emulsão foi calculada como $1-\delta$ e feita a média ponderada para os k e c_p do leito.

A condutividade térmica foi estimada a partir da fração de bolhas no leito para a velocidade do ar de fluidização empregada e a condutividade térmica da sílica. O valor de k utilizado resulta da média ponderada do ar aquecido e da areia na T_{op} .

5 RESULTADOS

Os testes fluidodinâmicos foram realizados a frio; as características para o material inerte do leito (sílica) foram calculadas e os valores para o ar são tabelados em Basu (2006), tais fatores são determinantes para o comportamento e dinâmica gás-sólido e estão listados na Tabela 8.

Tabela 8 – Dados físicos e geométricos do material inerte (sílica) e para o ar de fluidização adotados nos cálculos.

| Valores de entrada | |
|--|--------------------------------|
| Material | Sílica |
| Esfericidade (ϕ) | 0,756 |
| Diâmetro da partícula (dp) | 327,5 μm |
| Porosidade (ε_{mf}) | 0,472 |
| Massa específica da areia (ρ_p) | 2640 kg/m ³ |
| Viscosidade dinâmica do ar (μ_{ar}) | 0.00001846 Pa.s @ 25°C |
| Massa específica do ar (ρ_g) | 1,184 kg/m ³ @ 25°C |

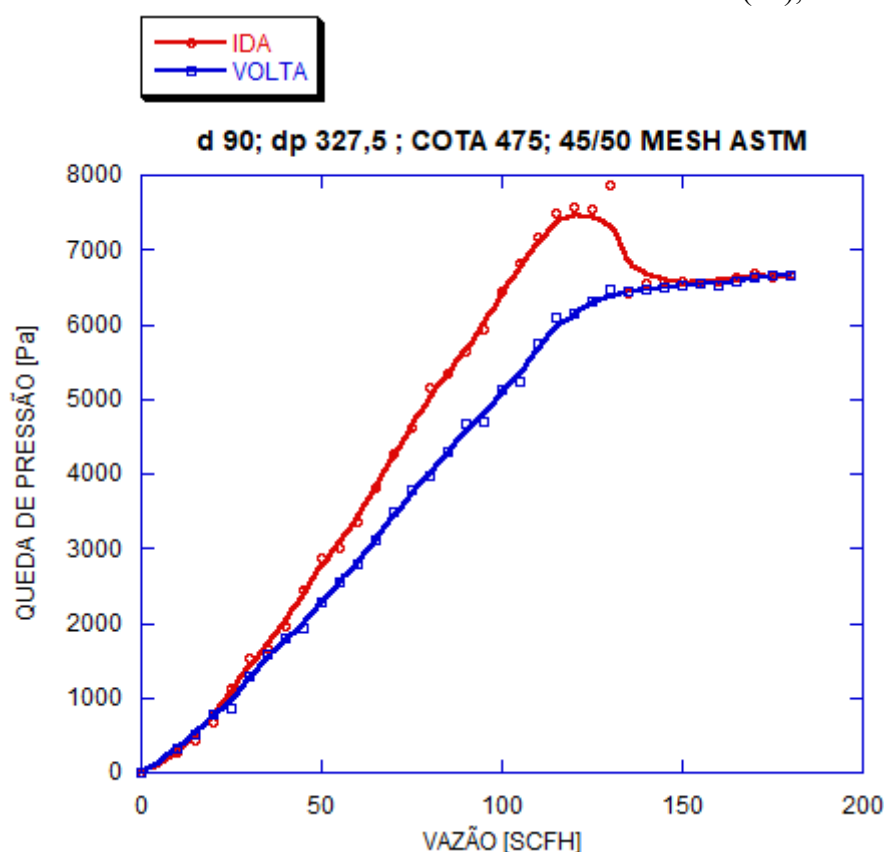
Fonte: Elaborado pela autora. Viscosidade, massa específica do ar e da areia tabelados em Basu (2006).

Os Gráficos 1e 2 apresentam as curvas de queda de pressão em testes com compactação suave (fluidização utilizando o tubo liso de diâmetro interno (DI) igual a 90 mm) e compactação natural (reator DI (110) refratário interno. Para o tubo de acrílico aplicou-se compactação suave enquanto a caldeira apresenta apenas compactação natural.

Pelos gráficos nota-se uma grande defasagem entre as curvas de incremento de velocidade (IDA) e decremento (VOLTA) no tubo DI (90). Pode-se notar que devido a compactação, os valores de pressão na fluidização (IDA) são expressivamente maiores, logo a curva possui um deslocamento acentuado em relação a curva de decremento o que levaria a crer que a mínima fluidização ocorre antes do observado visualmente. A alta histerese, coaduna o método de determinação da U_{mf} tomando por referência a curva de volta. Fazendo a intercessão da reta horizontal a partir da faixa borbulhante com a inclinação da curva de

decremento, encontra-se um valor mais coerente para a U_{mf} , este valor é maior do que o obtido pela curva de incremento. O Gráfico 1 foi plotado utilizando as leituras com manômetro U e água como fluido.

Gráfico 1 – Teste com tubo de acrílico DI (90), areia compactada.

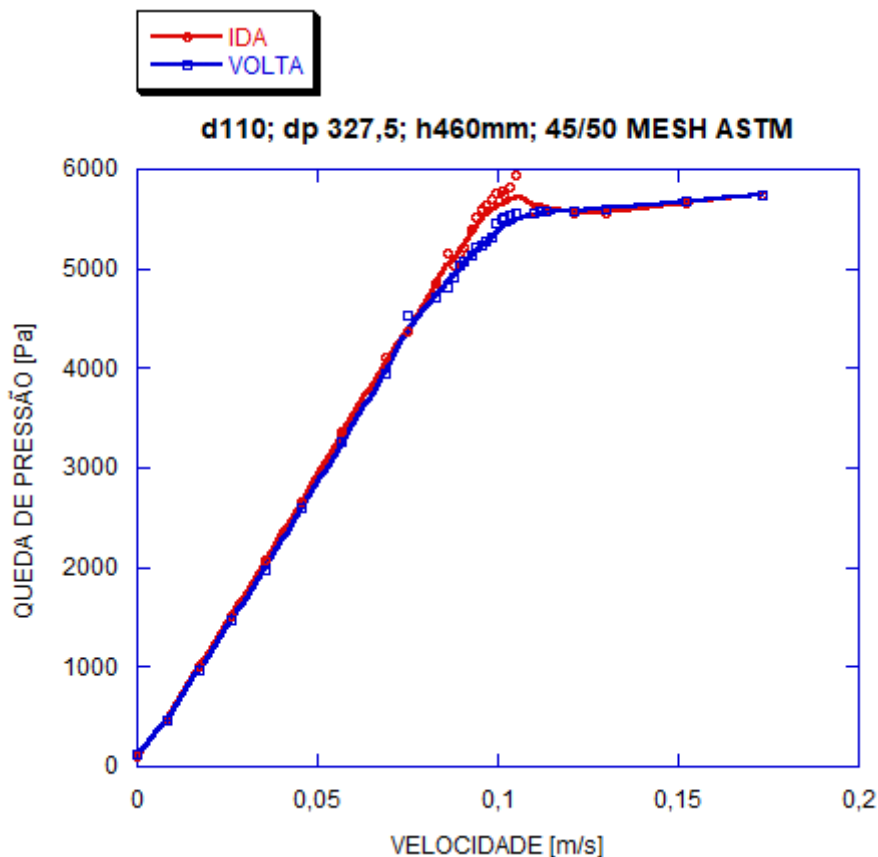


Fonte: Elaborado pela autora.

A curva resultante para a caldeira mostra que os pontos entre as curvas de IDA e VOLTA estão quase sobrepostos, na região de leito fixo, de modo que o efeito da compactação por ser natural (somente o peso da areia) não provoca grande histerese sendo notável apenas no pico da curva de incremento.

Em ambas as curvas, percebe-se uma faixa de pressão constante que corresponde ao leito borbulhante. Para altas vazões, o leito entra em regime “empistonado” e as leituras do sensoriamento mostram valores de desvio padrão entre 34 e 68 mmca o que harmoniza com as oscilações da altura de água no manômetro U. Nas curvas plotadas, a oscilação é suavizada e apresenta uma tendência de aumento na queda de pressão para vazões maiores que é uma característica típica para o regime empistonado.

Gráfico 2 – Teste com caldeira DI (110) refratário interno e compactação natural.



Fonte: Elaborado pela autora.

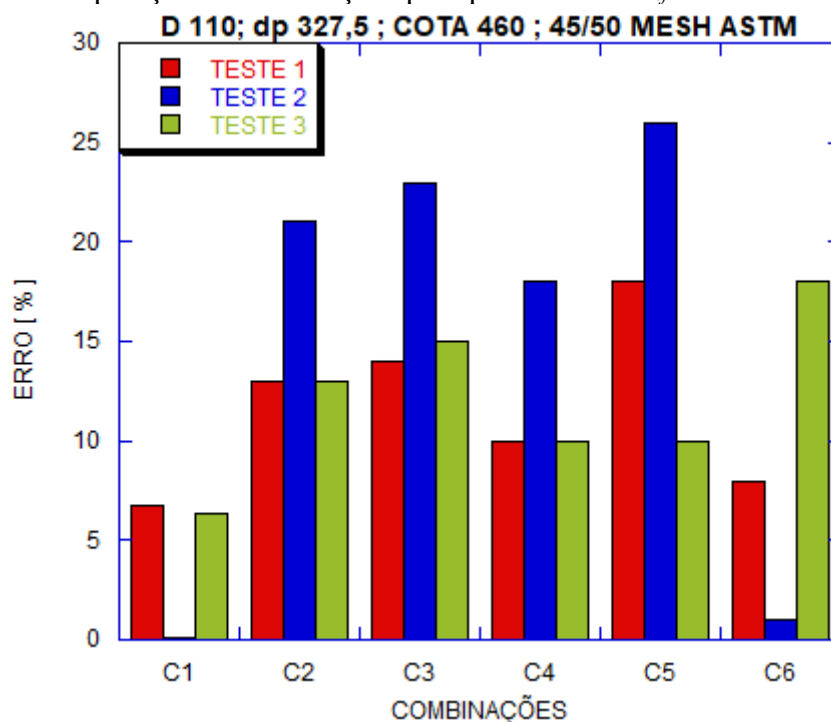
Foram realizados testes para investigar a influência da altura do leito estático (cota) na previsão da velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) pelas correlações experimentais com o DI (90) e DI (100). Foi considerado o valor gráfico de U_{mf} (intercessão da reta horizontal da faixa borbulhante e inclinação da reta de leito fixo) como padrão de referência e feita a comparação com os valores calculados utilizando seis combinações:

- C1 → **MÉTODO: ERGUN / ESFERICIDADE: WEN E YU 11 / DIÂMETRO DA PARTÍCULA: d_p / PRESSÃO: GELDART**
- C2 → **MÉTODO: CONSTANTES GRACE**
- C3 → **MÉTODO: ERGUN / ESFERICIDADE: 0.756 / DIÂMETRO DA PARTÍCULA: d_p**
- C4 → **MÉTODO: CONSTANTES FEITOSA**
- C5 → **MÉTODO: ERGUN / ESFERICIDADE: WEN E YU 11 / DIÂMETRO DA PARTÍCULA: $1.13d_p$ / PRESSÃO: GELDART**
- C6 → **MÉTODO: CONSTANTES WEN E YU**

Nas correlações apresentadas, adotou-se valores para a esfericidade calculada a partir da correlação de Wen e Yu (Equação 69) e o valor obtido por testes com diferentes cotas e granulometrias resultando na curva de calibração juntamente com as constantes $C1 = 20,69$ e $C2 = 0,0432$ estimadas por Feitosa *et al* (2019). A pressão foi calculada utilizando a Equação 6 de Geldart (1973), o mesmo sugere uma correção para o diâmetro equivalente da partícula como $1,13dp$. A equação de Ergun (Equação 5) foi utilizada nas combinações C1, C3 e C5.

A exatidão e precisão dos métodos foi analisada em três testes para a cotas de 460 mm com o reator DI (110). Para estes testes a U_{mf} foi estimada graficamente na faixa de (+/- 0,089-0,096 m/s). Os resultados para os testes são apresentados no Gráfico 3.

Gráfico 3 – Comparação das correlações para previsão da U_{mf} fixada a cota de 460 mm.



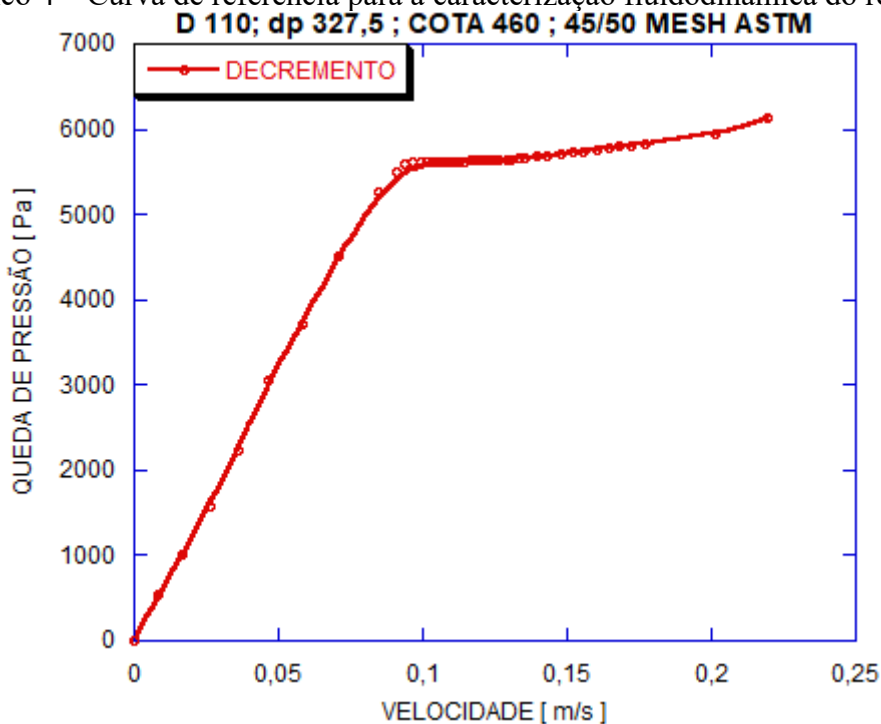
Fonte: Elaborado pela autora.

Os erros apresentados pelas correlações estão coerentes com os valores encontrados na literatura (alguns superiores a 50%), cada combinação apresentou erros que flutuam entre os testes. A correlação C1 apresentou melhores resultados sendo bastante exata para o teste 2 com erro de 0,09% e de forma geral também é precisa, uma vez que nos três casos apontou erros baixos. As correlações C2, C3, C4 e C5 ficaram distantes do valor estimado graficamente em cada teste. A correlação C6 não pode ser considerada precisa por

apresentar erros variantes para os testes (1% a 18%) e não foi exata já que no teste 3 apresentou resultado pior do que as demais correlações.

Para caracterizar o escoamento do reator, foi realizado um ensaio fluidodinâmico com altura do leito de 460 mm com o objetivo de coletar diversos dados na faixa borbulhante. A curva abaixo indica U_{mf} e P_{mf} de aproximadamente 0,089664 m/s e 5614,044 Pa respectivamente - valores aferidos graficamente. Os dados coletados de velocidade superficial referentes a esta curva foram utilizados para os cálculos de análise de bolhas e expansão do leito. O resultado do teste está apresentado no Gráfico 4.

Gráfico 4 – Curva de referência para a caracterização fluidodinâmica do reator.

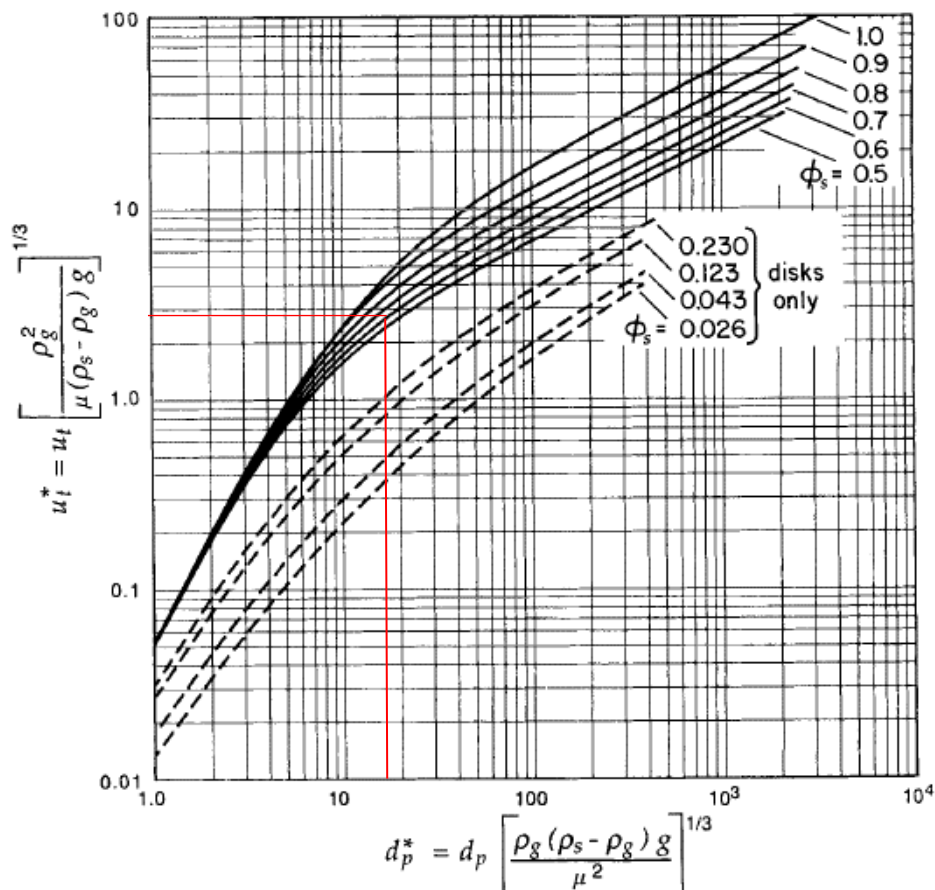


Fonte: Elaborado pela autora.

Para calcular a velocidade terminal das partículas utilizou-se o valor adimensional para o diâmetro da partícula por meio da Equação 16 com o valor de C_D da Equação 17. Os valores calculados para dp^* e U_T^* foram de 14,67 e 2,86 respectivamente, logo o valor de U_T^* , utilizando a Equação 18, é igual a 2,86. Considerando o valor da esfericidade da sílica ($\phi = 0,756$), a interceptação da curva no diagrama abaixo certifica o valor calculado para U_T^* . Inserindo este último na Equação 20 a velocidade terminal é determinada; em seguida foi calculado Reynolds e C_D para velocidade terminal encontrada.

Substituindo $C_{D,UT}$ na Equação 19 a velocidade terminal foi recalculada. Os resultados foram semelhantes sendo 2,00 e 2,09 m/s para os métodos respectivos.

Figura 14 – Diagrama para determinação da velocidade terminal por meio da esfericidade do material inerte.



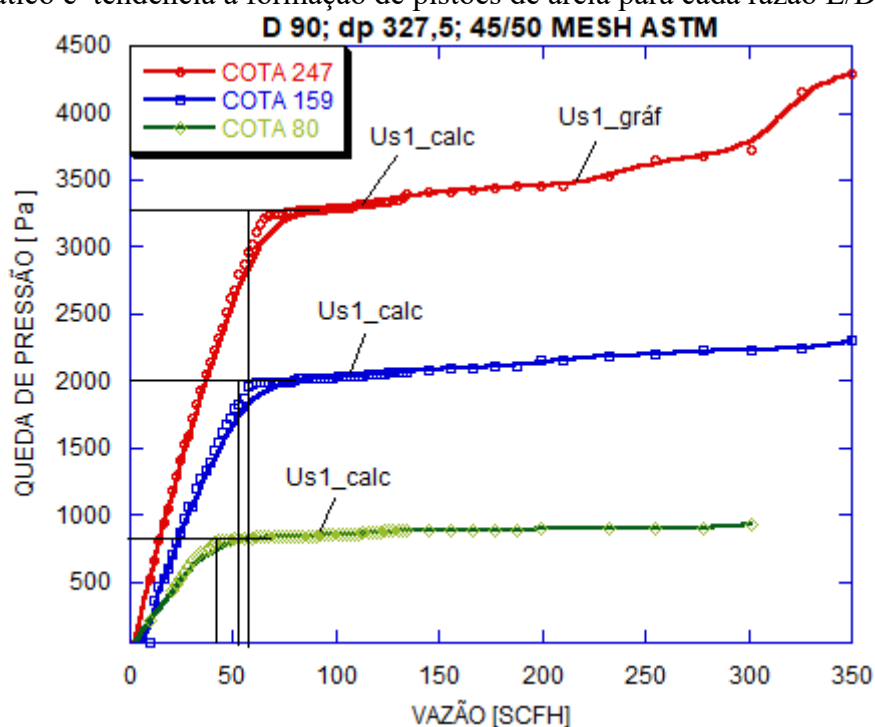
Fonte: Haider e Levenspiel (1989).

Para determinar a faixa de regime borbulhante ideal para a caldeira, é necessário verificar se o leito apresenta tendência a “empistonamento”, o regime de *slugging* não é desejável para a combustão, de maneira que deve-se buscar a relação otimizada L/D para evitar a formação de pistões de areia no leito sem perder potência térmica, ou seja, valores de U/U_{mf} elevados o suficiente para uma razão de equivalência (RE) pobre onde a combustão permita trabalhar com excesso de ar (entrada primária mais secundária), sem prejuízo da fluidização e da altura do leito para a renovação de areia.

Para tanto, foi analisado o comportamento fluidodinâmico em três ensaios com o tubo de acrílico de diâmetro interno DI (90mm). Assim, o comportamento do leito pode ser verificado e como os incrementos de velocidade afetam o regime de fluidização nas

alturas testadas. É desejável que o leito se mantenha movimentado e com ampla faixa borbulhante antes da mínima velocidade de formação de pistões de areia (U_{s1}). O Gráfico 5 apresenta resultados dos testes com detalhe do aumento da U_{mf} com a altura do leito estático. Vale salientar que os testes foram realizados sem compactação para que a razão L/D seja coerente com a análise, ou seja, para que não se utilize uma proporção tendenciosamente menor levando a considerar o leito menos propenso a *slugging*.

Gráfico 5 – Curvas de fluidização com detalhe do aumento da U_{mf} com as alturas testadas de leito estático e tendência a formação de pistões de areia para cada razão L/D.



Fonte: Elaborado pela autora.

Utilizando a Equação 36, pode-se calcular a mínima velocidade em que o leito entra em regime de *slugging*. O valor de entrada para a U_{mf} é determinado graficamente (interseção da inclinação da reta de leito estático com a horizontal), como apresentado no Gráfico 5. O valor calculado para U_{s1} na cota de 247 mm é então comparado com o valor obtido do perfil da queda de pressão no ponto que se observa a tendência a “empistonamento”, tal ponto correspondente a 218,75 SCFH.

É esperado que para um leito “espistonado” o diâmetro da bolha corresponda a mais de 60% do diâmetro interno do tubo. Na Tabela 9 os dados para a proporção (d_b/D) dão ideia da tendência para a formação de pistões de areia.

Tabela 9 – Comparação dos valores calculados para mínimo efeito de *slugging* e dados da observação gráfica.

| mm | SCFH | m/s | m/s | m/s | | | L/D | SLUGG |
|------|----------|----------|----------|------------|-----------------|-------------------|------|-------|
| COTA | V_{mf} | U_{mf} | U_{s1} | U_{s1_g} | U_{s1}/U_{mf} | U_{s1_g}/U_{mf} | | |
| 247 | 58,33 | 0,072 | 0,137 | 0,275 | 1,91 | 3,82 | 2,74 | SIM |
| 159 | 52,5 | 0,064 | 0,130 | - | 2,01 | - | 1,77 | NÃO |
| 80 | 39,86 | 0,049 | 0,115 | - | 2,33 | - | 0,89 | NÃO |

| COTA | FAIXA DE TRABALHO [SCFH] | $d_b/D_{(U_{s1})}$ | $d_b/D_{(U_{s1})}$ gráf. |
|------|--|--------------------|-----------------------------|
| 247 | 58,36 a 111,5 (calculado) 58,36 a 222,6 (gráfico) | 44% | 79% |
| 159 | 52,5 a 350 | 34% | - |
| 80 | 39,86 a 300 | 21% | - |

Fonte: Elaborado pela autora.

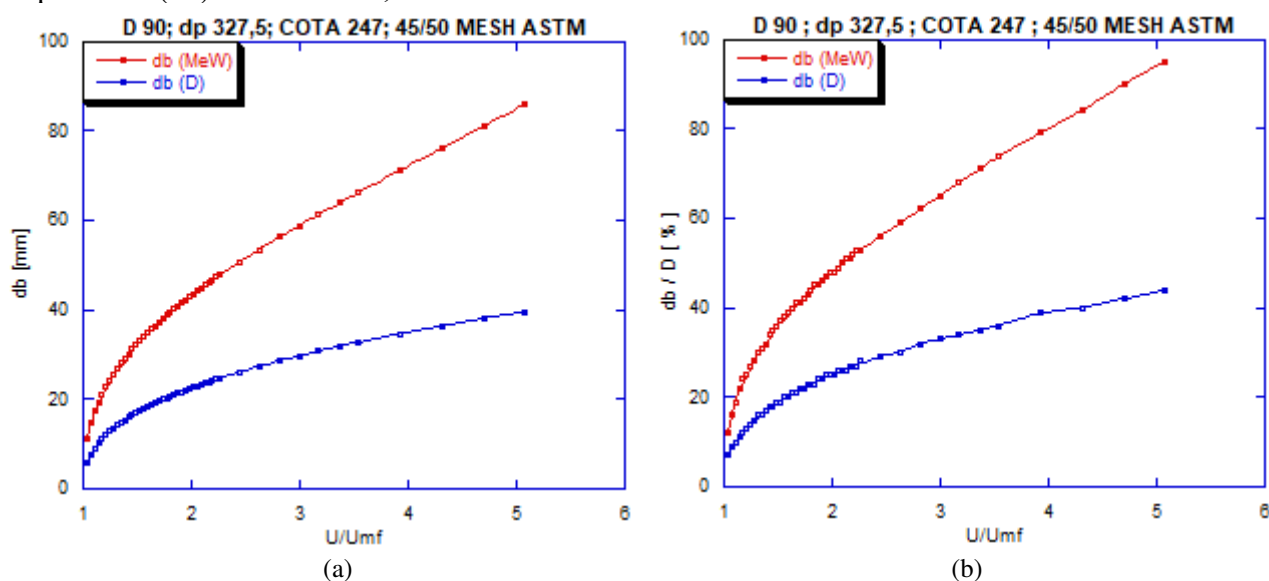
É pertinente notar que para a renovação do material do leito, deseja-se uma cota de trabalho elevada, o que afeta diretamente a razão L/D , todavia, para alturas elevadas, o leito apresenta tendência a formação de pistões de areia como visto no Gráfico 5. Examinando os dados da Tabela 9 para a maior cota testada (247 mm), nota-se que a determinação do ponto em que se inicia o “empistonamento” por meio da Equação 36 não se harmoniza com a observação gráfica - neste ponto não há aumento significativo na queda de pressão. O cálculo propõe um ponto inferior para o início de *slugging* correspondente a apenas $1,91U_{mf}$ o que leva a uma faixa de trabalho consideravelmente menor do que o observado no Gráfico 5. De fato, para a velocidade U_{s1} calculada, os valores diâmetro da bolha são pequenos (44%), já para o valor estimado graficamente, este fator mostra-se coerente com o regime empistonado (79%) e proporciona uma faixa de trabalho superior referente a $3,82U_{mf}$. As demais cotas não apresentaram propensão a formação de pistões de areia, o que coaduna com proporção L/D inferior a 2; mesmo para a cota de 159mm ($L/D \approx 1,77$) a diferença entre pressão na velocidade de “empistonamento” (2334 Pa) e a pressão na mínima fluidização (2006 Pa) é de aproximadamente 14%, pode-se considerar então, toda a faixa de teste acima da U_{mf} como válida para fins operacionais. A cota de 80mm confirma o esperado para sua baixa proporção L/D uma vez que não apresenta disposição a formação de pistões de areia, entretanto, trabalhar com alturas nestas proporções pode dificultar a renovação de areia do leito e reduzir a capacidade térmica.

O reator DI (110mm) e cota de 460mm compreende uma razão L/D de 4,18 e como mostrado no Gráfico 4 o leito entra em regime empistonado, neste teste os sensores

apontaram desvio padrão elevado ($\gg 35\text{mmca}$) para a leitura de pressão. O cálculo de U_{s1} resultou em $0,1624\text{ m/s}$, este valor calculado coincidente com o valor gráfico.

No que concerne à expansão do leito, a investigação das metodologias de cálculo encontradas em bibliografia teve por ponto inicial a comparação dos valores obtidos para o diâmetro de bolha calculado propostas por Darton *et. al* (1977) e Mori e Wen (1975) Equações 21 e 22 respectivamente. O Gráfico 6 relaciona os incrementos de velocidade superficial e diâmetro da bolha para os testes utilizando o tubo de acrílico liso DI (90mm). Os valores de altura do leito expandido foram registrados com o propósito de comparar os erros dos modelos bibliográficos em relação ao observado experimentalmente. Para isso foram escolhidas as cotas de 475, 425 e 247 mm permitindo comparar também a expansão do leito em ambas considerando nos cálculos como proposto por Kunni e Levenspiel que U_{bm} é igual a velocidade superficial U .

Gráfico 6 – Diâmetro da bolha calculado pelas correlações de Mori e Wen e Darton *et. al.* para o DI(90) com $L/D \approx 2,74$.



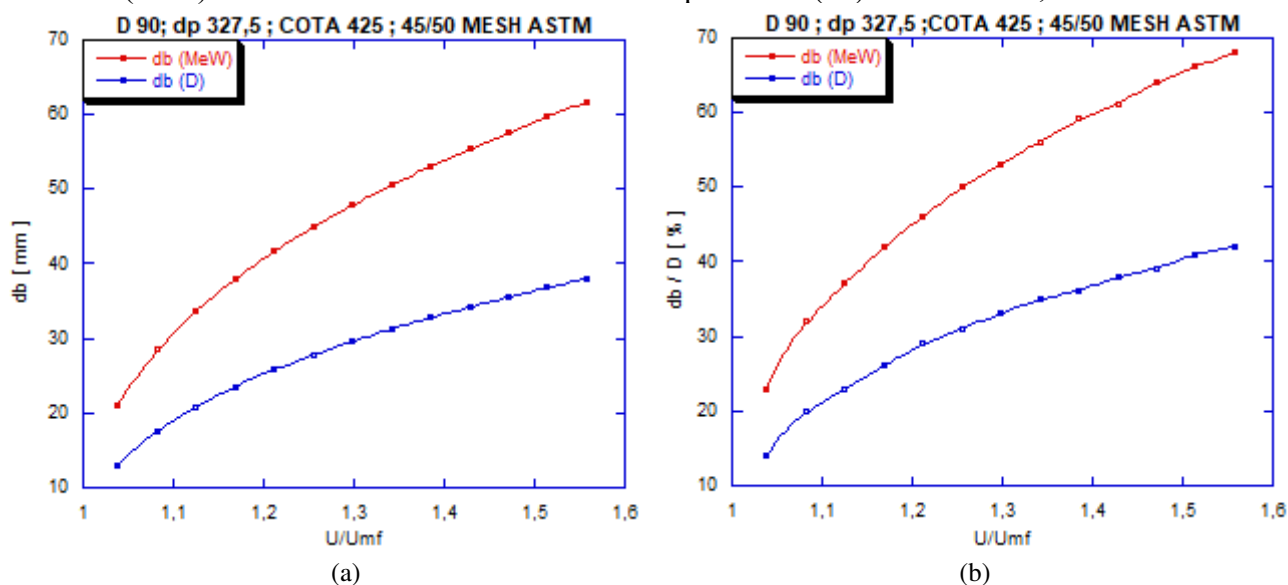
Fonte: Elaborado pela autora.

Percebe-se uma distinção assinalada para o diâmetro de bolha previsto por cada equação. Espera-se que próximo ao regime de formação de pistões de areia, o diâmetro da bolha seja equivalente a mais da metade do diâmetro do tubo. Sabendo que o leito se aproximou do regime de *slugging* com aproximadamente $3,93U_{mf}$ (vide Gráfico 5), a

correlação de Mori e Wen mostra-se mais representativa pois aponta diâmetro de bolha de cerca de 80% do diâmetro do tubo nesta velocidade.

Os resultados apresentados no Gráfico 7 também apontam a correlação de Mori e Wen mais adequada, atentando que a U_{s1} neste caso foi de 0,2086 m/s ($1,43U_{mf}$) o diâmetro de bolha igual a 61% do leito nesta velocidade é razoável. A razão L/D para a cota de 425mm é de 4,72 que é próxima a do reator ($L/D \approx 4,18$), desta forma pode-se comparar os resultados para a expansão no tubo com os cálculos da mesma para o reator. O efeito da expansão do leito foi calculado a partir do diâmetro de bolha, uma vez que para calcular a fração de bolhas no leito por meio das Equações 33 a 35 é necessário conhecer sua velocidade absoluta U_b , das bolhas, esta por sua vez depende do diâmetro d_b .

Gráfico 7 – Diâmetro da bolha calculado pelas correlações de Mori e Wen (1975) e Darton et. al. (1977) conforme incremento de velocidade para o DI (90) com $L/D \approx 5,28$.

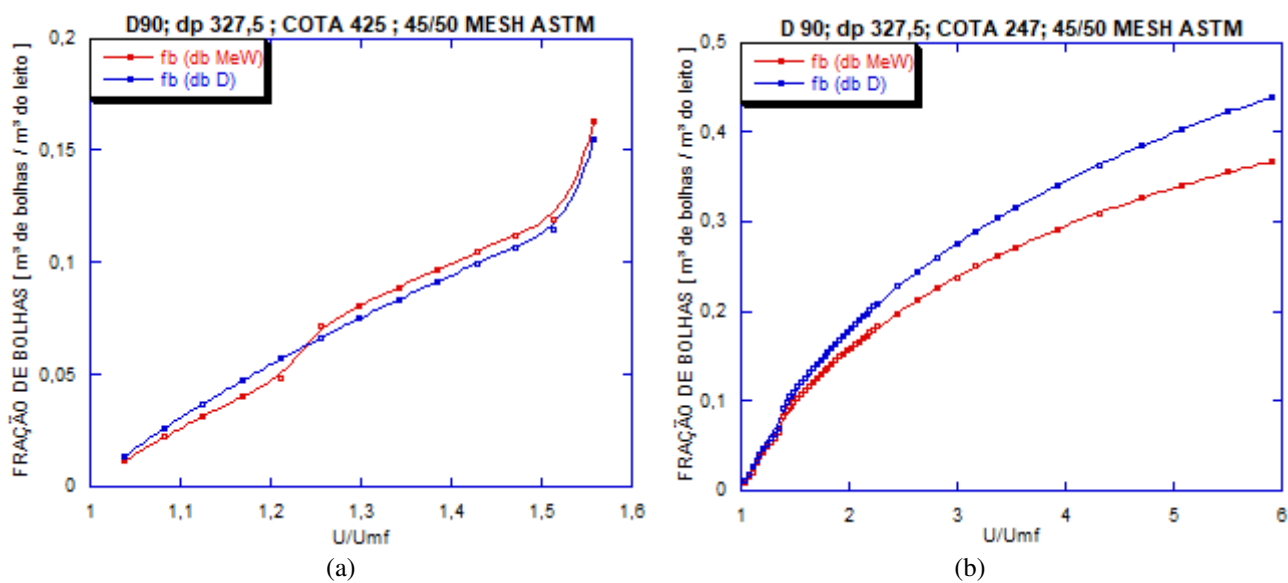


Fonte: Elaborado pela autora.

O Gráfico 8 (a) e (b) denota a de fração de bolhas no DI (90mm) para as cotas de 425mm e 247mm. Não apresentado para 475mm porque resultou muito semelhante a primeira cota citada, este teste não chegou a levar o leito a “empistonamento” por não incrementar mais valores de velocidade durante os testes. Observa-se nos gráficos abaixo, que para velocidade superficial baixa ($U/U_{mf} < 2$) onde o leito é mantido borbulhante, os métodos de cálculo apresentam pouca diferença em ambas as cotas. Nota-se ainda que para a mesma velocidade (cerca de $1,5U_{mf}$) a fração de bolhas é semelhante, aproximadamente

de $0,12 \text{ m}^3\text{bolhas}/\text{m}^3$ do leito. Como a cota de 247mm atingiu em teste vazões maiores, a fração de bolhas aumentou exponencialmente até o “empistonamento” do leito.

Gráfico 8 – Fração de bolhas calculada a partir dos diâmetros de bolha de Mori e Wen (1975) e Darton et. al. (1977).

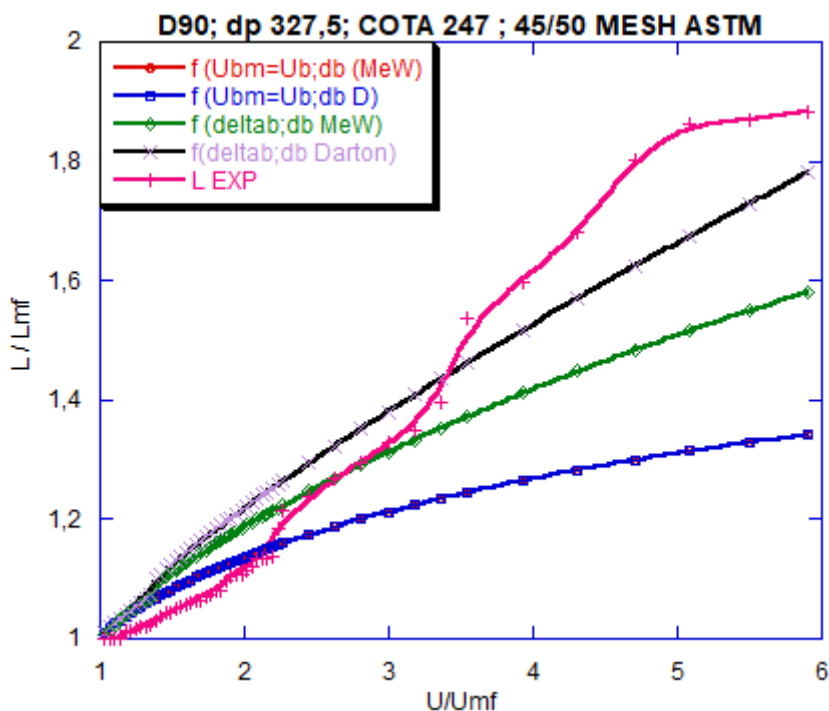


Fonte: Elaborado pela autora.

Da análise do Gráfico 9, pode-se constatar que em regime borbulhante, considerando *slugging* a partir de $3,926 U_{mf}$ (correspondente a 218,75 SCFH, vide Gráfico 5), o leito expande até 60% de sua altura inicial. Neste ponto todos os métodos de cálculo subestimam a expansão. Já para o ponto de *slugging* calculado ($1,805 U_{mf}$) os métodos superestimam a expansão do leito, mas com pequeno erro médio. De forma geral, próximo a formação de pistões de areia, os métodos de cálculo resultam erros maiores, o que converge com o fato de que neste regime a altura do leito é sobremodo variável.

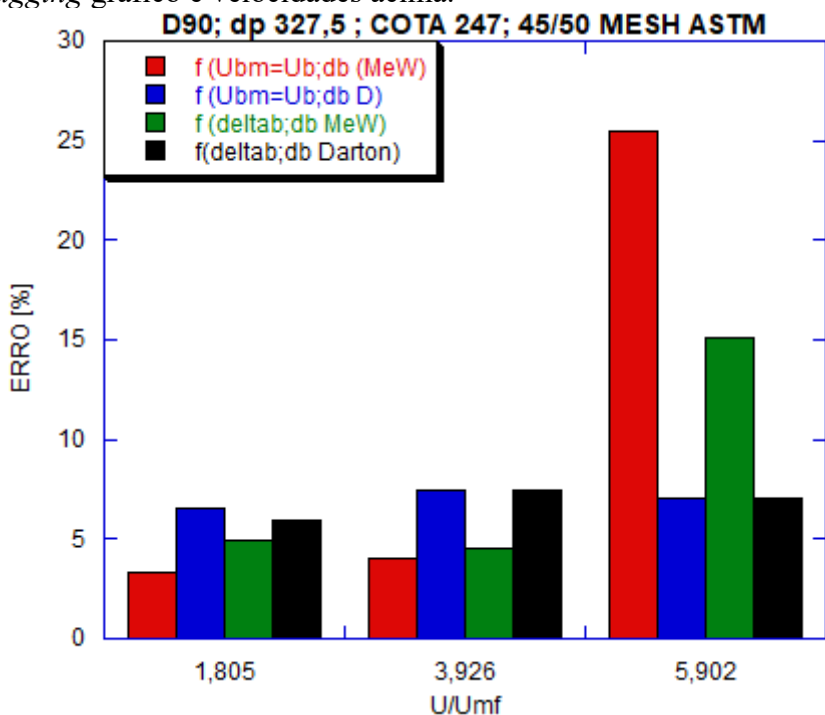
Como esperado para a faixa borbulhante, pelo Gráficos 10 observa-se que os erros foram pequenos (3% a 7%). Para as cotas maiores os métodos mostraram-se mais exatos, com excessão para o a expansão calculada a partir do diâmetro de bolha por Mori e Wen que apresentou erro de 25%.

Gráfico 9 – Expansão do leito; comparação entre os métodos de cálculo e a observação experimental.



Fonte: Elaborado pela autora.

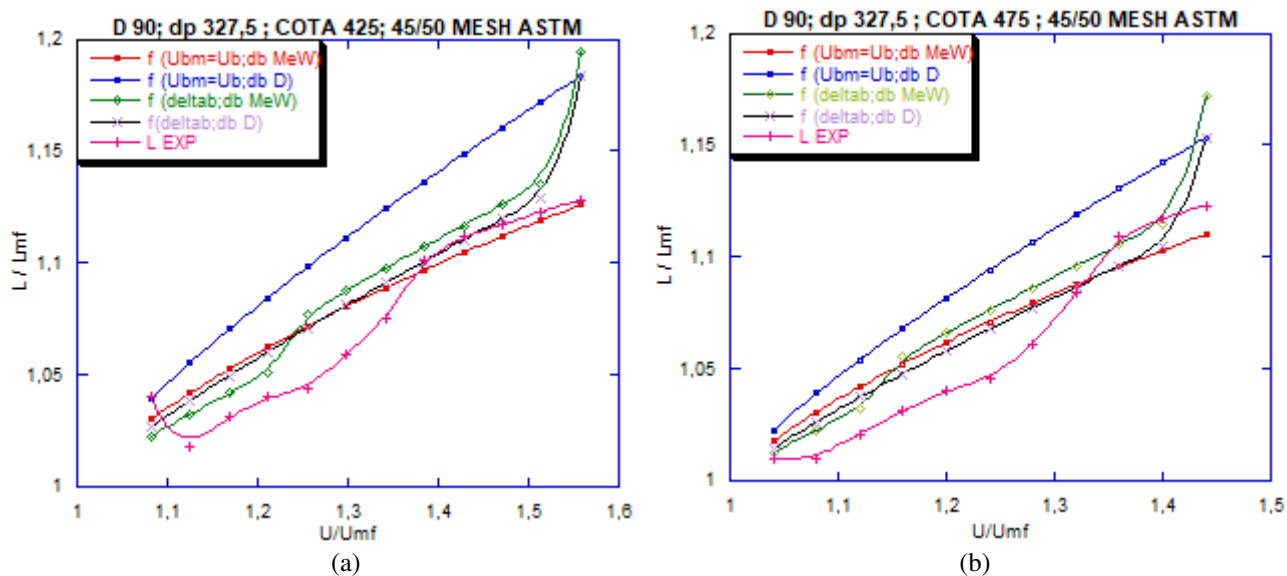
Gráfico 10 – Expansão do leito; erros dos métodos nas faixas de velocidade até *slugging* calculado, *slugging* gráfico e velocidades acima.



Fonte: Elaborado pela autora.

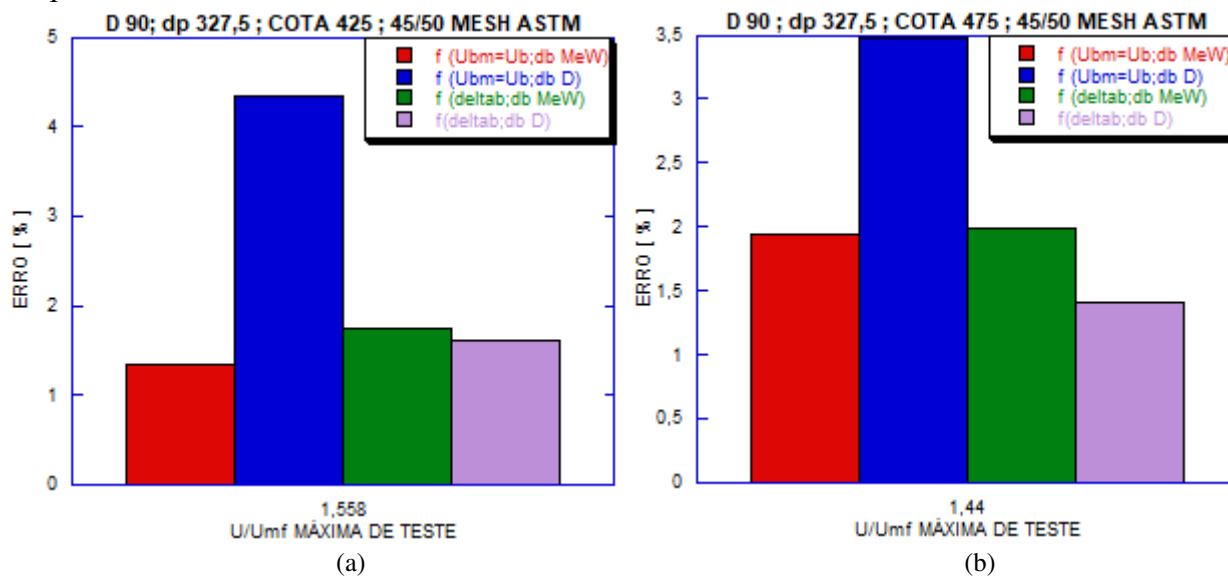
Os gráficos comparam os valores de expansão obtidos utilizando o diâmetro da bolha e a fração de bolhas. O Gráfico 11 corresponde a expansão do leito para as cotas de 425mm e 475 mm. Nota-se, em comparação com os Gráficos 9 e 11, que para a mesma velocidade a expansão é semelhante entre as cotas. O erro de cada método é mostrado no Gráfico 12, os mesmos foram baixos (1,3 a 4,2%).

Gráfico 11 – Expansão do leito; comparação entre os métodos de cálculo e a observação experimental para cotas de 425 e 475mm.



Fonte: Elaborado pela autora.

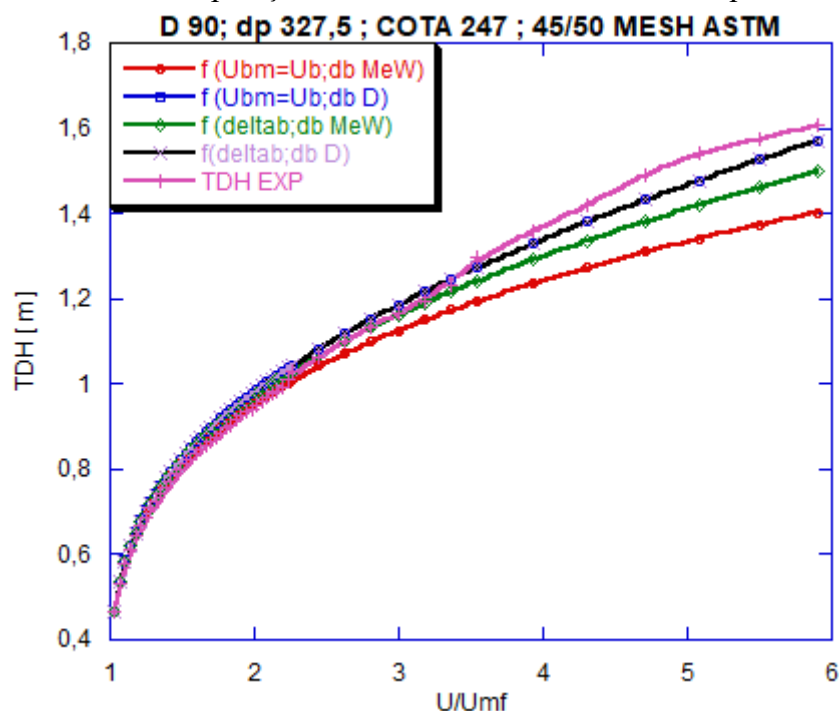
Gráfico 12 – Expansão do leito; erros dos métodos de cálculo e a observação experimental para cotas de 425 e 475mm.



Fonte: Elaborado pela autora.

De posse dos valores de expansão, a altura de desagregação (TDH) do reator foi calculada para as velocidades superficiais de teste. Os gráficos exibem os resultados para os ensaios com os tubos de a acrílico DI (90).

Gráfico 13 – TDH; comparação do resultado dos métodos e o experimental.



Fonte: Elaborado pela autora.

Assim como para a expansão, os resultados são mais representativos quando calculados para regime borbulhante calculado (abaixo de $1,805U_{mf}$). Quando a velocidade atinge o *slugging* gráfico ($3,926 U_{mf}$) os métodos divergem entre si e de forma geral subestimam a TDH. A velocidade terminal (U_T) para esta cota é de $27.33U_{mf}$. A Tabela 10 permite verificar a qualidade do ajuste dos métodos em relação aos dados experimentais utilizando métodos de análise estatística: Raíz Quadrada dos Erros Quadráticos Médios (RMSE), Erro Absoluto Médio (MAE) e o Coeficiente de ajuste R^2 .

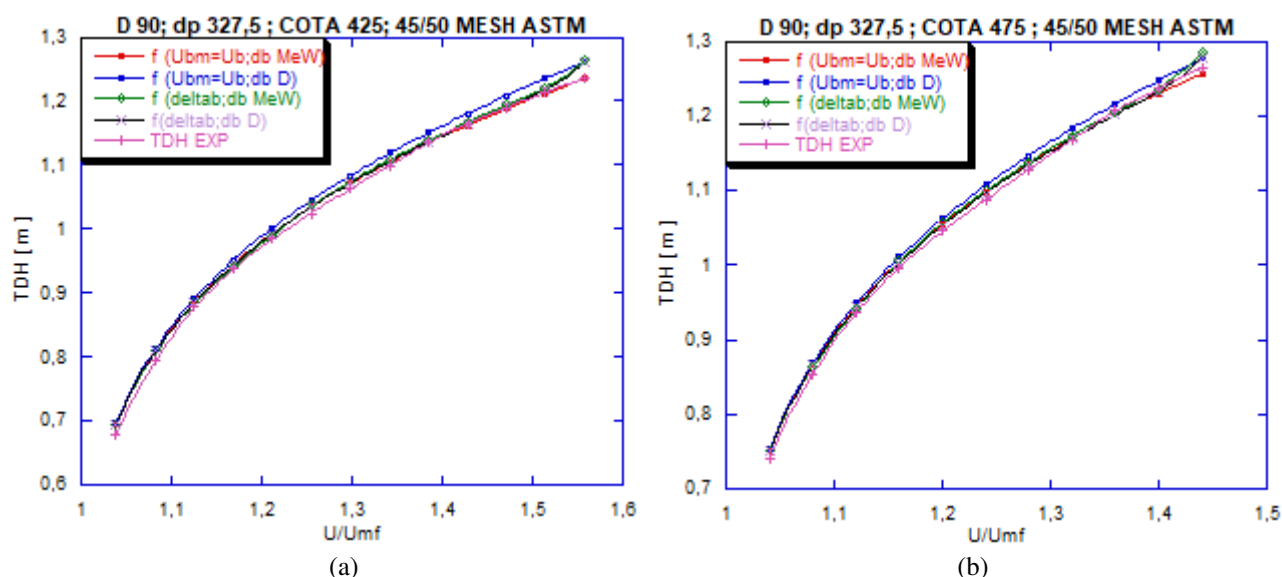
Tabela 10 – TDH: Comparação do ajuste dos métodos sobre a curva com valor experimental, cota de 247 mm.

| MÉTODO | RMSE | MAE | R^2 |
|--------------------------------|-----------------|-------------------|------------------|
| $f(U_{bm}=U_b;db \text{ MeW})$ | 0.000285 | 0.00004079 | 0.9999988 |
| $f(U_{bm}=U_b;db \text{ D})$ | 0.001567 | 0.00022390 | 0.9999656 |
| $f(\delta b;db \text{ MeW})$ | 0.001353 | 0.00019336 | 0.9999743 |
| $f(\delta b;db \text{ D})$ | 0.002038 | 0.00029125 | 0.9999418 |

Fonte: Elaborado pela autora.

Assim como no visto no Gráfico 13, da Tabela 10 pode-se entender que os métodos de cálculo para a TDH nos tubos de acrílico são representativos já que a análise estatística resultou em valores de erros baixos. Vale notar que a partir da velocidade em que o leito entra em “empistonamento” todos os métodos apresentam divergência em relação aos dados experimentais, entretanto, o ajuste manteve-se bom devido a maior quantidade de dados na faixa borbulhante (região em que os métodos se ajustam bem). O Gráfico 14 (a) e (b) para a TDH acompanham, em sua maior parte o regime borbulhante, com leve divergência ao final das curvas. Os valores de U_T para estas cotas é de $14U_{mf}$ e $12,94U_{mf}$ respectivamente.

Gráfico 14 – TDH; Métodos de cálculo e a valor experimental, cotas de 425 e 475mm.



Fonte: Elaborado pela autora.

Tabela 11 – TDH: Comparação do ajuste dos métodos sobre a curva com valor experimental, cotas de 425 mm e 475 mm.

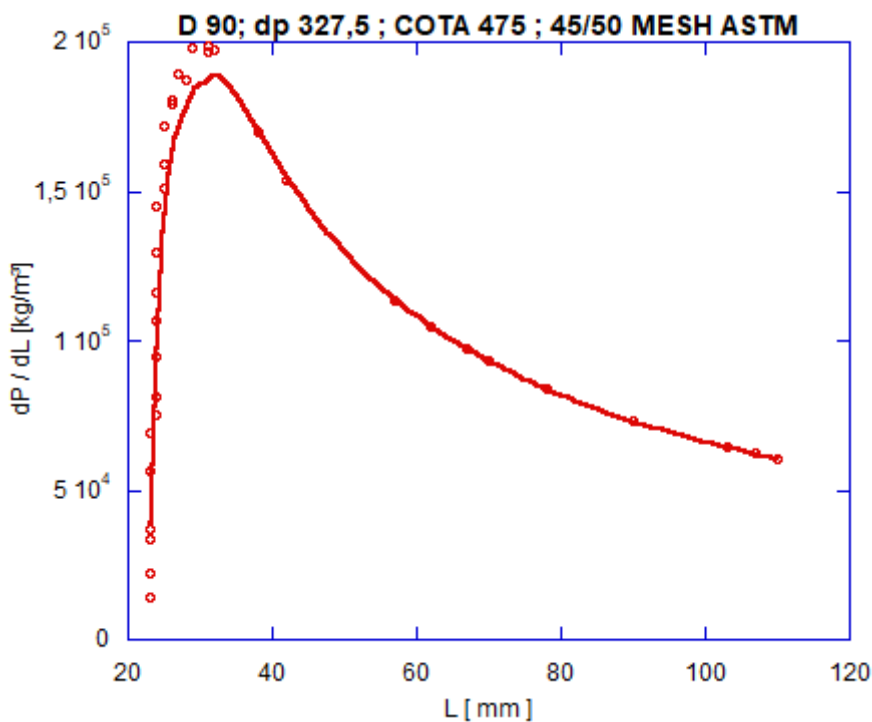
| COTA 425 mm | | | |
|---------------------------------|------------------|------------------|------------------|
| MÉTODO | RMSE | MAE | R ² |
| $f(U_{bm}=U_b; db \text{ MeW})$ | 0.004175 | 0.0011580 | 0.9993500 |
| $f(U_{bm}=U_b; db \text{ D})$ | 0.003951 | 0.0010960 | 0.9994177 |
| $f(\delta b; db \text{ MeW})$ | 0.003099 | 0.0008596 | 0.9996418 |
| $f(\delta b; db \text{ D})$ | 0.000237 | 0.0000658 | 0.9999978 |
| COTA 475 mm | | | |
| MÉTODO | RMSE | MAE | R ² |
| $f(U_{bm}=U_b; db \text{ MeW})$ | 0.0029898 | 0.0009014 | 0.9996406 |
| $f(U_{bm}=U_b; db \text{ D})$ | 0.0043225 | 0.0013032 | 0.9992488 |
| $f(\delta b; db \text{ MeW})$ | 0.0031639 | 0.0009539 | 0.9995975 |
| $f(\delta b; db \text{ D})$ | 0.0016518 | 0.0004980 | 0.9998902 |

Fonte: Elaborado pela autora.

A Tabela 11 apresenta os erros calculados utilizando os três métodos de análise estatística supracitados, nota-se que os erros foram baixos para as cotas mais elevadas também.

O Gráfico 15 certifica a redução da concentração de partículas por metro cúbico do leito devido à expansão provocada pelo incremento de velocidade, o efeito da fluidização provoca a redução da densidade relativa (densidade de *bulk*) o que pode ser observado pelo declínio da curva, o aumento da queda de pressão reduz a proporção de massa por metro cúbico dando lugar as bolhas, para velocidades elevadas a curva tende a reduzir a faixa de concentração até o ponto de transpõe em que o material particulado é transportado e a velocidade terminal é superada.

Gráfico 15 – Redução da concentração de partículas com a expansão do leito para velocidades de 0,08 a 1,44 U_{mf} .



Fonte: Elaborado pela autora.

Pelo Gráfico 15, quando a expansão do leito chega a 115mm (24% da altura inicial) a concentração de partículas cai mas permanece com valores razoáveis, o que indica que na região do *freeboard* na altura do lança-chamas, ainda há concentração de partículas, para essa velocidade $1,44U_{mf}$, o que pode provocar o apagamento da chama e interferência no processo de start up ao direcionar a chama para o leito. Uma vez que os métodos de cálculo para a expansão do leito e para a TDH utilizando o tubo de acrílico apresentaram erros

baixos e estão coerentes com a observação experimental sendo representativos para a faixa de regime borbulhante, os mesmos foram aplicados para o protótipo do reator DI (110mm). O Gráfico 16 mostra a expansão do leito para o reator com revestimento refratário e o Gráfico 17 mostra a TDH do mesmo.

Gráfico 16 – Expansão do leito no reator.

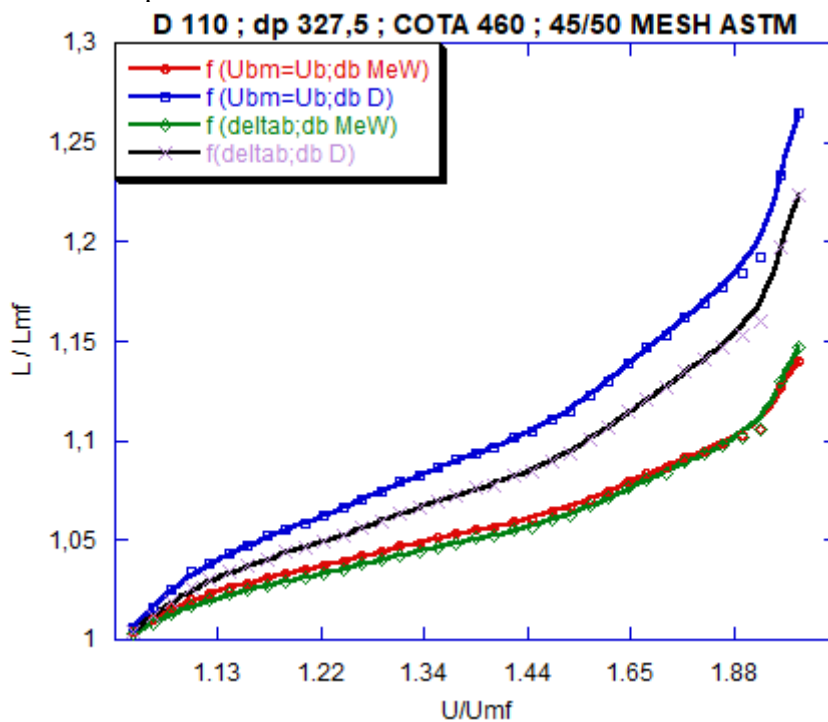
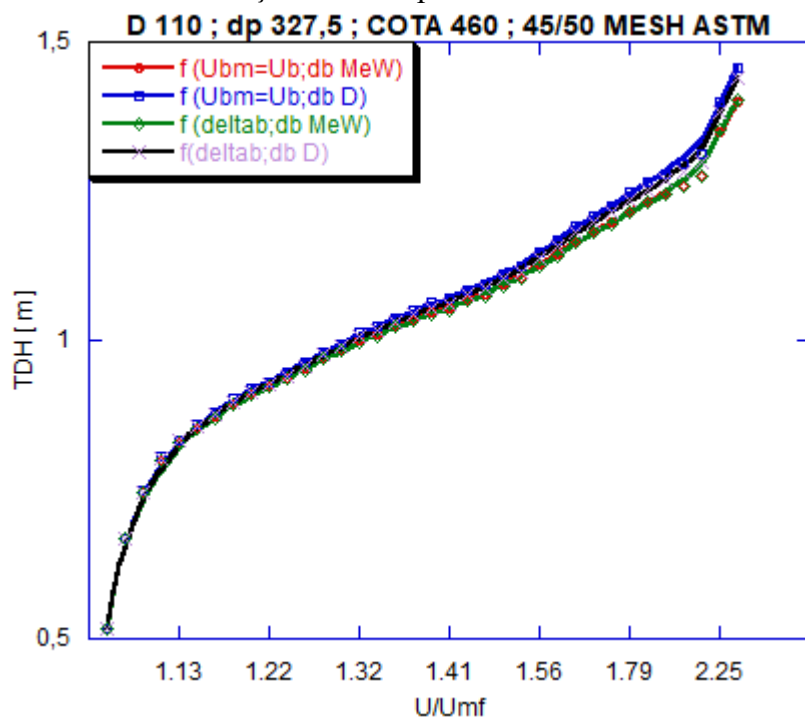


Gráfico 17 – Variação da THD para o reator.



A Tabela 12 sintetiza os parâmetros calculados para o reator protótipo, a partir destes resultados pode-se escolher a melhor configuração para operação do reator.

Tabela 12 – Parâmetros de caracterização do escoamento e regime de fluidização para o RCLF.

| Parâmetro | Valor | Característica |
|------------------------|----------------------|------------------------------------|
| $Re_{P,mf}$ | 1.88 | Regime de escoamento intermediário |
| Ar_{mf} | 3158.29 | |
| $C_{D,mf}$ | 19.42 | |
| dp^* | 14.67 | |
| U_T^* | 2.86 | |
| U_T | 2.00 m/s | |
| Re_{P,U_T} | 42.03 | |
| C_{D,U_T} | 2.16 | |
| $m_{ar,mf}$ | 0.001 kg/s | |
| L/D | 4,18 | |
| $U_{S,1}$ | 0.16 m/s | |
| $U_{S,1}/U_{mf}$ | 1.73 | |
| U_T/U_{mf} | 22.32 | |
| U_e | 0.19 m/s | |
| Fr_{mf} | 2,5 | Fuidização Borbulhante/particulada |
| db/D (U_{S1}) | 95% | Até $1,88U_{mf}$ |
| Faixa de trabalho | 108,33 a 203,35 SCFH | |
| TDH média (U_{S1}) | 1,26 m | |

Fonte: Elaborado pela autora.

Quanto a análise térmica, utilizando a Equação 49 a eficiência do sistema é calculada assumindo perda de 0,5% para energia consumida com bombeamento (*Fan credits*) e situação de operação constante. Para calcular a perda por hidrogênio do combustível utilizou-se a Equação 56, com H igual a concentração resultante da análise do cromatógrafo. O calor específico do vapor no gás de saída da combustão (Q_{SH}) o calor latente de vaporização da água, o calor específico da água e do vapor d'água na T_f estão tabelados. A entalpia de superaquecimento do vapor no gás de saída (Q_{SH}) é sugerido por Basu calculá-la como $C_g(T_f - 100)$.

O calor perdido resultante foi de 2428,89 kJ que representa 5% do calor disponível. A perda de energia pela queima incompleta foi calculada utilizando a Equação

55 considerando apenas a perda por monóxido de carbono (CO). A concentração foi medida no escape com analisador portátil à temperatura T_f igual a 53°C. O calor específico do CO foi calculado por meio da equação conforme a equação em Anexo. (Vide tabelas de cálculo em Apêndice B).

Tabela 13 – Esquemática da perda de calor Q_p na caldeira.

| Altura | Energia [kW] | Perda |
|--------------|--------------|-------|
| T1 (75 mm) | 0.00279169 | 0.19% |
| T2 (125 mm) | 0.00288659 | 0.20% |
| T15 (175 mm) | 0.00343983 | 0.23% |
| T3 (225 mm) | 0.00392442 | 0.27% |
| T4 (325 mm) | 0.00629468 | 0.43% |
| T5 (375 mm) | 0.00481554 | 0.33% |
| T6 (425 mm) | 0.05414912 | 3.69% |
| T7 (475 mm) | 0.01007680 | 0.69% |
| T16 (525 mm) | 0.00894548 | 0.61% |
| T8 (575 mm) | 0.00827265 | 0.56% |
| T9 (690 mm) | 0.00891840 | 0.61% |
| T10 (740 mm) | 0.00181909 | 0.12% |
| TOTAL | 0.11633427 | 7.93% |

Fonte: Elaborado pela autora.

A eficiência do sistema resulta em:

$$\eta = 1 - L_{escape} - L_{m,h} - L_{parede} - L_{inc} - L_{bomba}$$

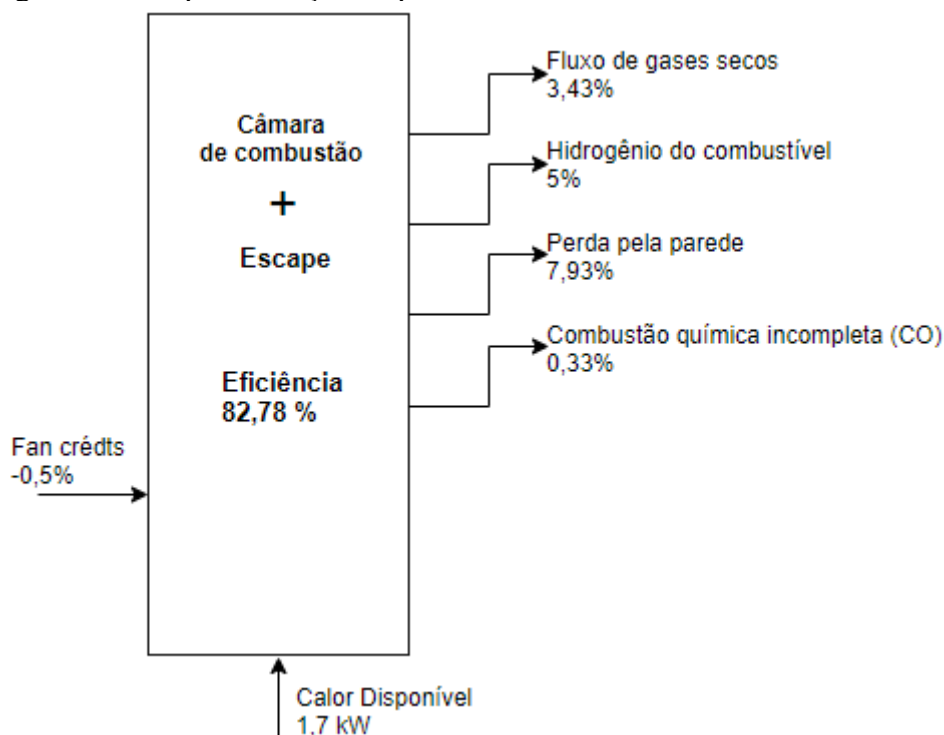
$$\eta = 82,78 \%$$

O resultado coincide com os valores típicos encontrados em literatura, para caldeiras de leito fluidizado. A eficiência de extração de calor foi calculada para mesma situação de operação e comparada ao valor da conservação da energia no leito. O fator de conservação de energia calculado para a região de queima (antes do trocador de calor) correspondente ao somatório da energia perdida pela parede até a altura de 575mm considerando assim o volume de controle apenas sobre o leito:

$$\varphi = (1 - Q_{P575})/Q_D \quad (59)$$

$$\varphi = 92,80 \%$$

Figura 17 – Esquemática da perda de calor no reator.



Fonte: Elaborado pela autora.

Para calcular a eficiência da extração de calor, considera-se que o calor específico da água é constante e, uma vez que a temperatura de saída da água não atinge a temperatura de vapor, foi desconsiderado o título, logo a equação é escrita como:

$$Q_{ext} = [\dot{m} \cdot c_p (T_{s,a} - T_{e,a})]_{\text{água}} \quad (60)$$

Os valores tabelados são dados de leitura dos termopares e do rotâmetro de água para a temperatura de operação T_{op} igual a 866°C . Nota-se que a eficiência de extração converge com o fator de conservação de energia na região de queima.

Tabela 14 – Extração de calor para a T_{op} igual a 866°C , $1,21U_{mf}$, $\lambda = 1,89$.

| | Parâmetro | Valor |
|-------------------------|--------------------------|-------------------------------|
| $\dot{m}_{\text{água}}$ | Vazão mássica de água | 0.026166764 m ³ /s |
| c_p | Calor específico da água | 4,1868 kJ/kg . K |
| $T_{s,a}$ | Temp. de entrada da água | 44°C |
| $T_{e,a}$ | Temp. de saída da água | 32°C |
| Q_{ext} | Extração de calor | 1.3146 kW |

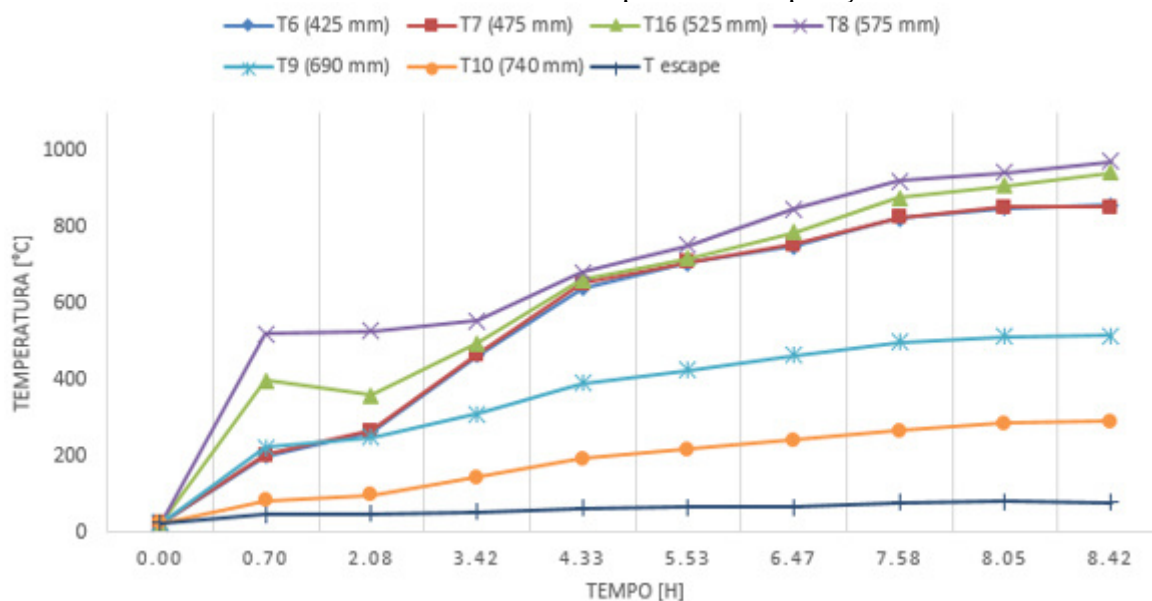
Fonte: Elaborado pela autora.

$$\eta_{ext} = \frac{Q_{ext}}{Q_D} \quad (61)$$

$$\eta_{ext} = 90 \%$$

Para determinar a fração de combustível queimada no leito denso, utilizou-se a Equação (60). O cálculo do calor irradiado da superfície do leito considera a emissividade efetiva do leito constante, de acordo com Grace (1982) é igual a $e_b = (1 + e_p)$, onde e_p é a emissividade das partículas. Aqui considerado e_p igual a emissividade da areia de quartzo igual a 0,9. Por conseguinte e_b vale 0,95. A perda resultante Q_r foi de 0,89 kW e a perda de calor pelos gases quentes que deixam o leito a $T_{op} = T_b = 866^\circ\text{C}$ foi de 0,06 kW para $1,21U_{mf}$ e $\lambda = 1,89$. (Vide tabela de cálculo em Apêndice B). Portanto, a fração de queima de combustível no leito, para esta configuração de operação resulta em $X_b = 56,5\%$, para temperaturas em regime de operação constante o gráfico a seguir sintetiza os valores para a fração de queima no leito.

Gráfico 18 – Teste de referência com temperatura de operação utilizada nos cálculos.

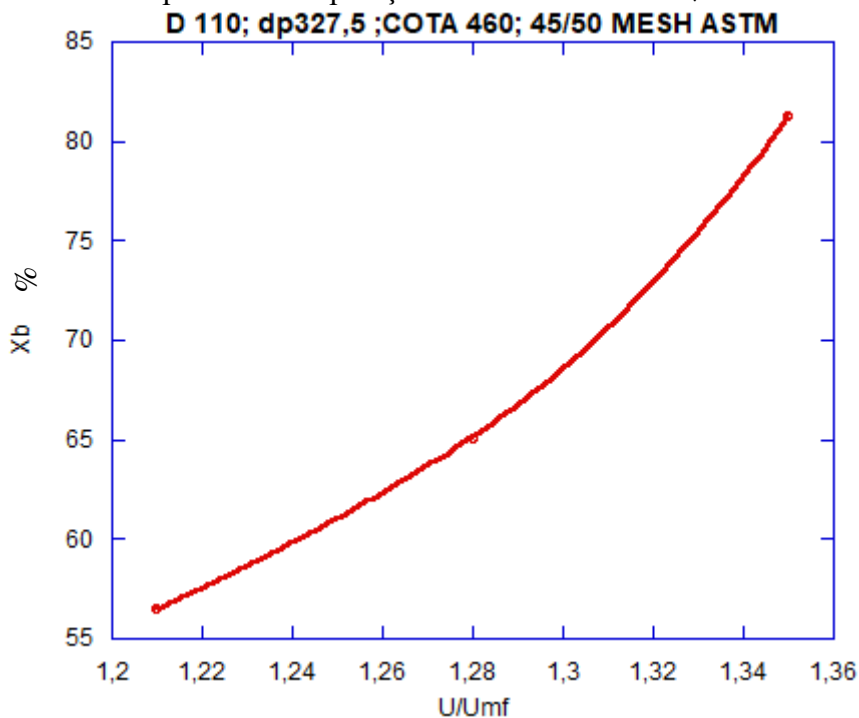


Fonte: Elaborado pela autora.

Variando a velocidade superficial, para temperaturas de operação constante, percebe-se que a fração de queima no leito aumenta. A maior movimentação do leito favorece a combustão na zona densa ao invés do freeboard, entretanto, altas velocidades proporcionam um gradiente de temperaturas elevado. A eficiência de extração foi mantida constante variando a razão U/U_{mf} ao longo da operação. Para razões de RE 0,47 a 0,59 a

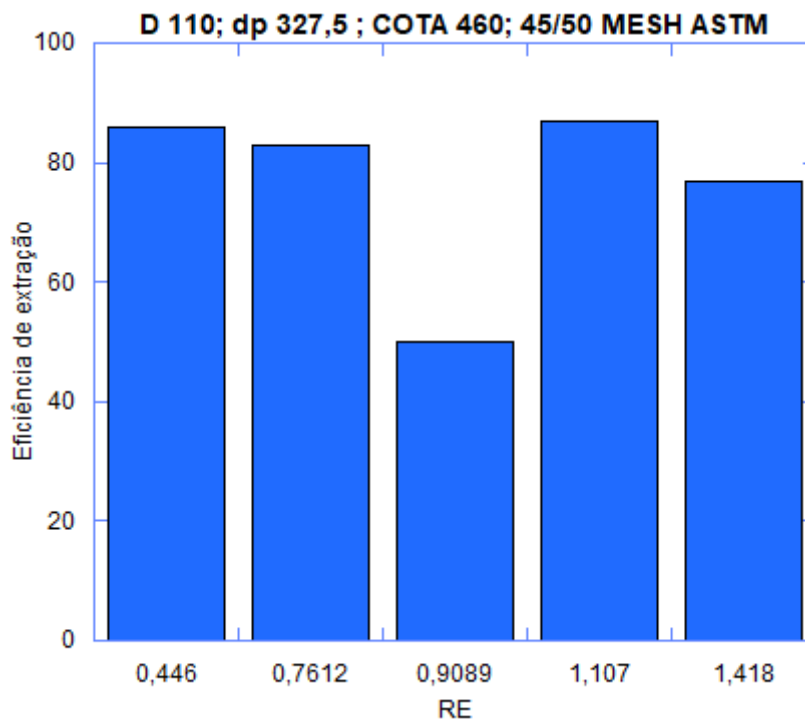
velocidade do gás de fluidização foi variada para 1,18 a 1,64 U_{mf} já para RE maiores 0,76 a 1,42 a velocidade estava em 1,21 a 1,31 U_{mf} .

Gráfico 19 – Fração de queima no leito com o aumento da velocidade superficial, fixada a temperatura de operação $\approx 850^\circ\text{C}$ da caldeira.



Fonte: Elaborado pela autora.

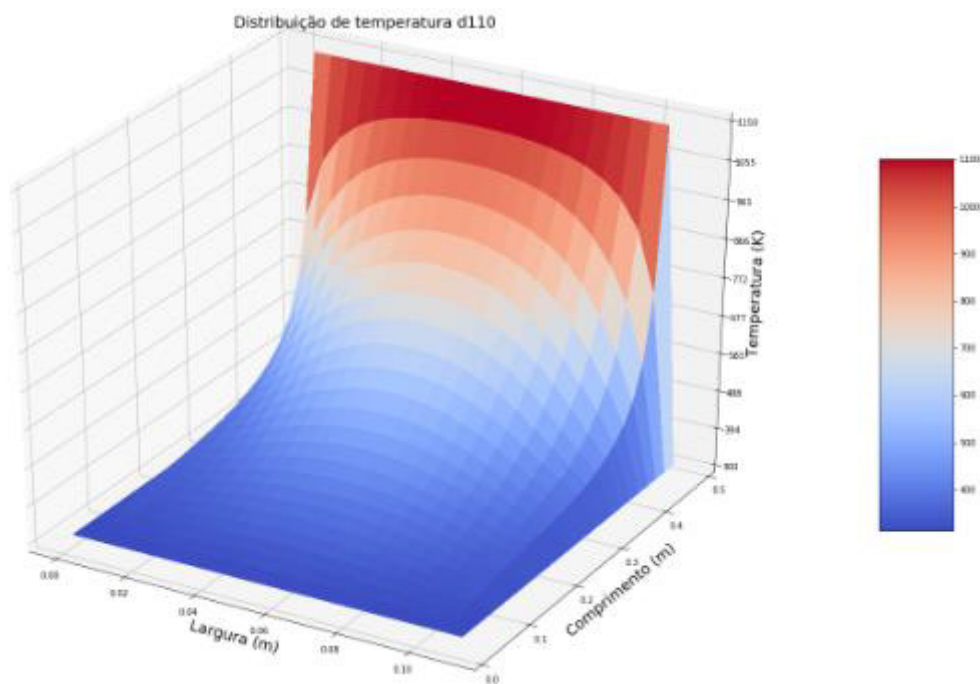
Gráfico 20 – Eficiência de extração de calor fixada a vazão de água no trocador.



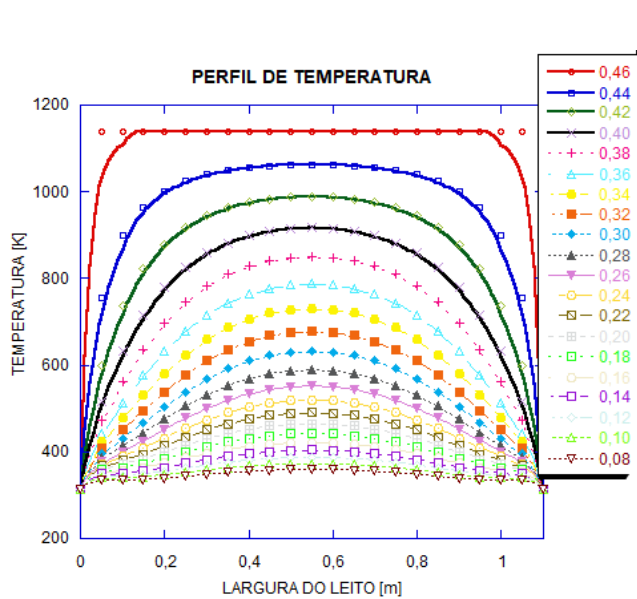
Fonte: Elaborado pela autora.

Utilizando o método dos volumes finitos, a curva gerada possui tendência de distribuição de temperatura conforme esperado para o centro do leito. O resultado para a modelagem do leito fluidizado com velocidade de $1,21 U_{mf}$ e fração de bolhas de $0,03 \text{ m}^3$ de bolhas/ m^3 do leito é apresentado no Gráfico 21. A linearidade das isoterms nas alturas inferior e superior do leito e extremidades (largura e comprimento) deve-se às considerações de temperatura constante na superfície do reator e temperaturas de entrada e saída do leito. As curvas de temperatura para cada seção radial do leito conforme a altura, estão representadas no Gráfico 21 (b) e (c). O gradiente de temperaturas bidimensional gerado pode ser analisado no Apêndice B. Os gráficos foram gerados para cada seção radial do leito mostrando as curvas de temperatura crescente até a região de maior aquecimento. Esta simulação tem por base a leitura dos termopares para 20 mm dentro do leito. A tendência do crescimento mostra-se coerente.

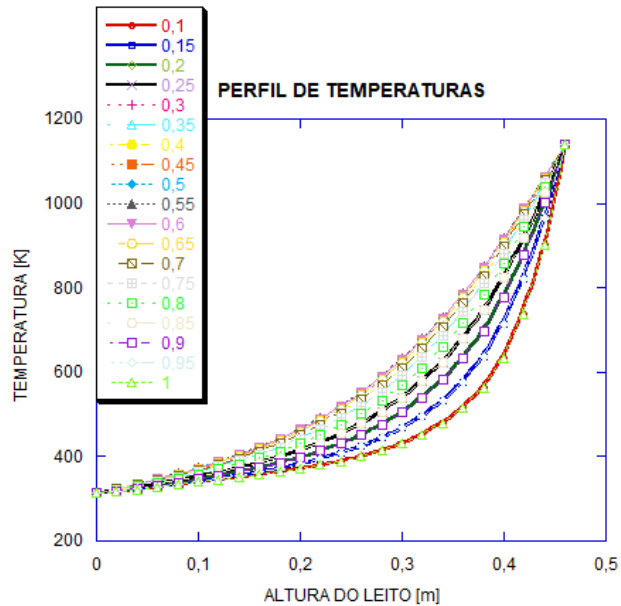
Gráfico 21 – Distribuição de temperaturas para o leito da caldeira DI (110).



(a)



(a)



(b)

Fonte: Elaborado pela autora.

As temperaturas geradas em simulação apresentaram erros consideráveis em relação as medidas feitas com os termopares, o que sugere que uma modelagem em duas fases (bolha e emulsão) para o leito fluidizado não foi adequada.

6 CONCLUSÃO

Com base nos ensaios experimentais e os resultados da análise dos aspectos térmicos e fluidodinâmicos, pode-se listar as seguintes conclusões:

- Os métodos teóricos de previsão da velocidade de mínima fluidização mostraram-se consistentes entre si mas longe de estimar com boa precisão a U_{mf} com erros de 0,09% a 50% em relação ao valor gráfico.
- Variando a altura do leito estático, observa-se que cotas maiores possuem faixa de operação mais estreita, uma vez que a U_{mf} é maior, e apresentam tendência a formação de pistões de areia devido a razão L/D ser maior do que 2. Os testes apontaram que proporções com razão L/D de aproximadamente 1,8 permitem operar na faixa de trabalho borbulhante com 108,33 a 203,35 SCFH.
- A expansão do leito e Altura de Desagregação (TDH) acompanham a variação da velocidade superficial, sugerindo uma TDH de 1,26m para o reator em máxima velocidade de operação ($1,88 U_{mf}$) e velocidade terminal de $22U_{mf}$. Os métodos de cálculo foram bastante precisos para a faixa borbulhante, entretanto divergiram para altas velocidades (acima da U_{s1}), em relação aos dados experimentais.
- Os métodos de avaliação para eficiência de forma indireta (perdas) e pela extração foram convergentes e apresentam resultados típicos para caldeiras de leito fluidizado, sendo $\eta = 87\%$ para o sistema e 90% para a extração de calor.
- Os resultados para a fração de queima no leito apontam que a maior movimentação do leito favorece a combustão, chegando a 82% quando a velocidade superficial atinge $1,34 U_{mf}$ sendo ainda longe do regime de *slugging* ($>1,73 U_{mf}$), quando mantida fixa a temperatura de operação.
- Os testes para a estabilidade da extração apontaram que a eficiência pode ser favorecida controlando a velocidade superficial do gás. A caldeira operou com RE baixas (0,47 a 0,59) com velocidade superficial de até $1,64 U_{mf}$ dentro da faixa borbulhante.

- O gradiente de temperaturas estimado apresentou boa tendência para uma simulação de leito fluidizado no reator, com temperaturas superiores no centro do leito e mais próximas do bordo livre, entretanto, os dados apresentam erros consideráveis em relação as temperaturas medidas na região dos termopares o leva a entender que a modelagem em duas fases não é adequada para o leito fluidizado.

REFERÊNCIAS

- ATIMTAY, A. T.; TOPAL, H. Co-combustion of olive cake with lignite coal in a circulating fluidized bed. **Fuel**. v83, p.859-867, 2004.
- BASU, P. **Biomass gasification and pyrolysis**. Burlington: Academic Press, 2010.
- BASU, P. **Combustion and Gasification in Fluidized Beds**. New York: Taylor & Francis Group, 2006.
- CAMPREGHER, N. **Estudo da viabilidade da incorporação do lodo da estação de tratamento de efluentes da indústria de papel, celulose e aparas em material cerâmico**. Dissertação de Mestrado em Engenharia Química – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.
- CREMASCO, M. A. **Operações Unitárias em Sistemas particulados e fluidomecânicos**. 2.ed. São Paulo: Blucher, 2014.
- CUENCA, M. A.; ANTHONY, E. J. **Pressurized Fluidized Bed Combustion**. London: Chapman & Hall, 1995.
- Da SILVA, Juliana Biscaia. Dissertação de mestrado. **Hidrodinâmica da fluidização de biomassa e inertes em leito fluidizado**. Universidade Federal do Paraná (2011).
- DELEBARRE, A. **Revisiting the Wen and Yu Equations for Minimum Fluidization Velocity Prediction**. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 82, n. 5, p. 587–590, 2004.
- DOUNIT, S.; HEMATI, M.; ANDREUX, R. Modelling and experimental validation of a fluidized-bed reactor freeboard region: application to natural gas combustion. **Chemical Engineering Journal**, v140, p.457-465, 2008.
- EUROSTAT, **Sewage sludge production and disposal from urban wastewater (in dry substance (d.s))**, 2015.
- FEITOSA, J.D.M. *et al.* Experimental evaluation of natural gas combustion stability on bubbling fluidized bed reactor. In 25th International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2019), 2019, Uberlândia. **Anais**.
- FEITOSA, J.D.M. *et al.* Theoretical and experimental analyses of air-silica bubbling fluidized bed varying operation parameters In 25th International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2019), 2019, Uberlândia. **Anais**.
- FEITOSA, J. D. M. *et al.* Experimental parameters from fluid dynamics and Natural gas combustion in fluidized bed reactor. In: 24th International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2017), 2017, Curitiba. **Anais COBEM 2017 24th International Congress of Mechanical Engineering**, 2017.
- GELDART, D., Y. Xue e H. Y. Xie, **Measurement of bottom bed of transport disengaging Heights in bed of fresh FCC catalyst**. **AIChE. Symp. Ser. 74: 67-74**. 1995.

HAIDER A.; LEVENSPIEL, O. **Drag coefficient and terminal velocity of spherical and nonspherical particles.** *Powder Technology*, v. 58, p. 63–70, 1989.

HEIDENREICH, S.; FOSCOLO, P. U. New concepts in biomass gasification. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 46, p. 72–95, 2014.

HORIO, M., Taki, A., Hsieh, Y. S., and Muchi, I. **Fluidization**, Grace, J. R. and Matsen, J. M., Eds., **Plenum Press**, New York, p. 509, 1980.

J. VAN CANEGHEM, A. Brems, P. Lievens, C. Block, P. Billen, I. Vermeulen, R. Dewil, J. Baeyens, C. **Vandecasteele Fluidized bed waste incinerators: design, operational and environmental issues** *Prog. Energy Combust.*, 38 (2012), p. 551-582.

KO et al., C.H. Ko, S. Hsiao, G. Liu, J. Yen, M. Yang, C. Yen, **The characteristics of decision making, potential to take risks, and personality of college students with internet addiction** *Psychiatry Research*, (2010), pp. 121-12.

KOZANOGLU, B. U.; WELTI CHANES, J.; GARCÍA CUAUTLE, D.; SANTOS JEAN, J. P. **Hydrodynamics of large particle fluidization in reduced pressure operations: An experimental study.** *Powder Technology*, v. 125, n. 1, p. 55–60, 2002.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. Second Edition. ed. Butterworth, Heinemann, 1991.

M. BARTELS, W. Lin, J. Nijenhuis, F. Kapteijn, J.R. van Ommen. **Agglomeration in fluidized beds at high temperatures: mechanisms, detection and prevention** *Prog. Energ. Combust.*, (2008), p. 633-666.

McCABE, Warren L., Julian C. Smith, Peter Harriott; **Unit Operations of chemical engineering**; 7^o edition, (2005); McGraw Hill. p. 165-166.

MOREIRA, A. P. A.; BARCELLOS, W. M.; FEITOSA, J. D. M. et al. Parametric Approach About Fluidized Bed Of Particles Of Silica And Cashew Nut Shell. In: 22nd International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2013), 2013, Ribeirão Preto. **Anais 22nd International Congress of Mechanical Engineering (COBEM 2013) –Engineering for Technology Innovation**, 2013. p. 10013-10022.

NEMTSOV, D. A.; ZABANIOTOU, A. **Mathematical modelling and simulation approaches of agricultural residues air gasification in a bubbling fluidized bed reactor.** *Chemical Engineering Journal*, v. 143, n. 1-3, p. 10–31, 2008.

OBERNBERGER, I.; **Decentralized biomass combustion state of the art and future development**, *Biomass and Bioenergy*, 14, (1), pp. 33-56, 1998.

MASSARANI, P. Muraro RDF: **from waste to resource – the Italian case** *Eney Proc.*, 81 (2015), p. 569-P.

PATANKAR, S. V., **Numerical Heat Transfer and Fluid Flow**. Ed. Hemisphere Pub. Co., NY, 1980.

PÉREZ, Nestor Proenza. Dissertação de mestrado. **Modelagem fluidodinâmica do bagaço de cana-de-açúcar: projeto de gaseificador de leito fluidizado borbulhante.** Universidade Estadual Paulista (UNIP), 2016.

PRE, P.; HEMATI, M.; MARCHANDT, B. Study on natural gas combustion in fluidized beds: modelling and experimental validation. **Chemical Engineering Science**, v53, nº16, p2871-2883, 1998.

ROMERO, J. B. e JOHANSON, L. N., *Chemical Engineering Prog. Symposium Series*. v. 38, p. 28, 1962.

SAINTRAIN, P.V. **Estudo experimental da fluidização gasosa de leito de partículas de sílica e casca de castanha de caju.** Dissertação – Departamento de Engenharia Mecânica, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal do Ceará, Fortaleza, 2012.

SHARMA, A. M.; KUMAR, A.; PATIL, K. N.; HUHNKE, R. L. **Fluidization characteristics of a mixture of gasifier solid residues, switchgrass and inert material.** *Powder Technology*, v. 235, p. 661–668, 2013.

STEWART, P. S. B. and Davidson, J. F.. **Slug flow in fluidized beds,** *Powder Technology*, p. 61, 1967.

TANG, Z., Chen, X., Liu, D., Zhuang, Y., Ye, M., Sheng, H., Xu, S., 2016. **Experimental investigation of ash deposits on convection heating surfaces of a circulating fluidized bed municipal solid waste incinerator,** *J. Environ. Sci.* (in press).

TANNOUS, K.; DONIDA, M. W.; OBATA, L. A. **Entrainment of heterogeneous particles from gas-fluidized bed.** *Particle Science and Technology*, 26: 222-234, 2008.

TANNOUS, K.; HEMATI, M.; LAGUERIE, C. Caractéristiques a minimum de fluidisation et expansion des couches fluidisées de particules de la catégorie D de Geldart, *Powder Technology*, v80, p.55–72, 1994.

VERSTEEG E MALALASEKERA, **An Introduction to Computational Fluid Dynamics, The Finite Volume Method**, Second Edition. 2007.

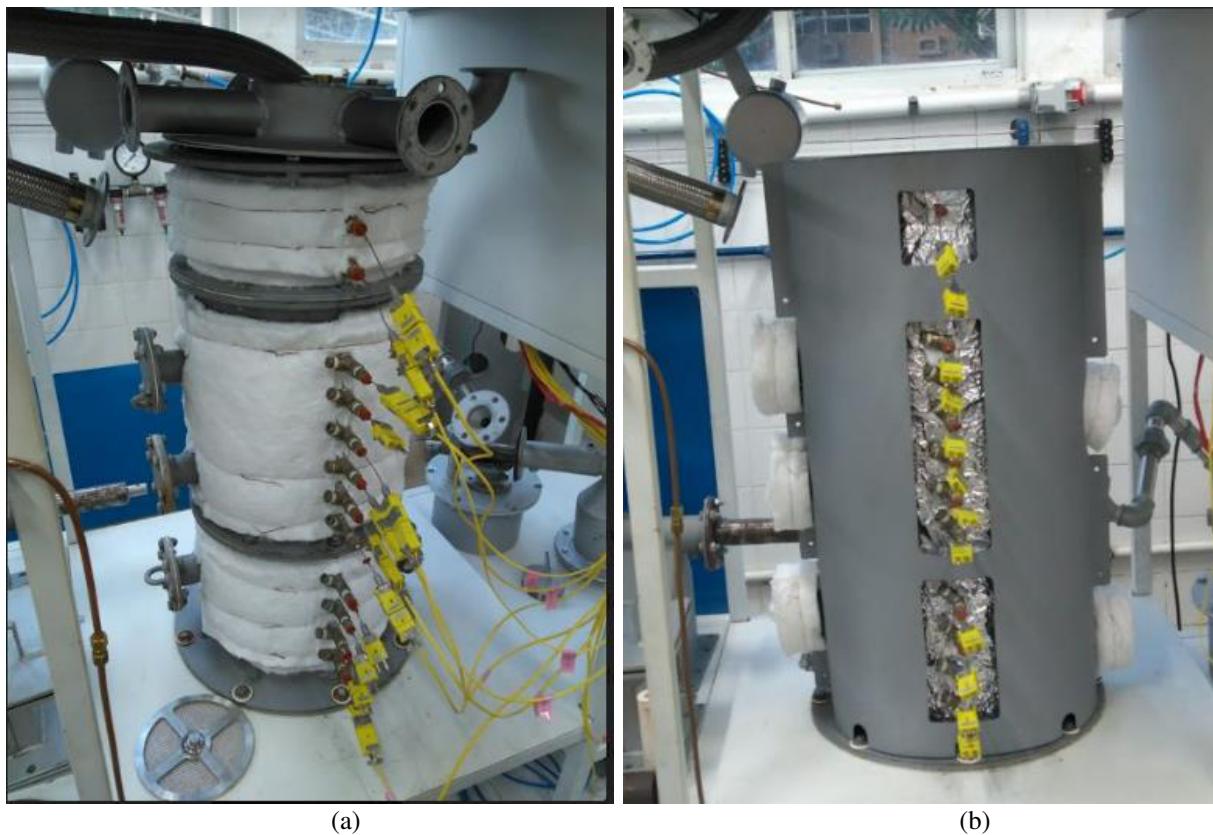
WILHELM, R. H. e KWALK, M., **Fluidization of Particle Solids,** *Chemical Engineering Process*. v. 44, p. 201, 1948.

ZENZ, F. A. and Weil, N. A., **A theoretical–empirical approach to mechanism of particle entrainment from fluidized beds,** *AICE J.*, 4, 472, 1958.

ZHU, S.; LEE, S.W. Co-combustion performance of poultry wastes and natural gas in the advanced Swirling Fluidized Bed Combustor (SFBC). **Waste Management**, v25, P.511-518, 2005.

APÊNDICE A – FOTOS DOS MATERIAIS E INSTRUMENTOS

Figura 16 – Reator de combustão instrumentado, detalhe do isolamento e carcaça.



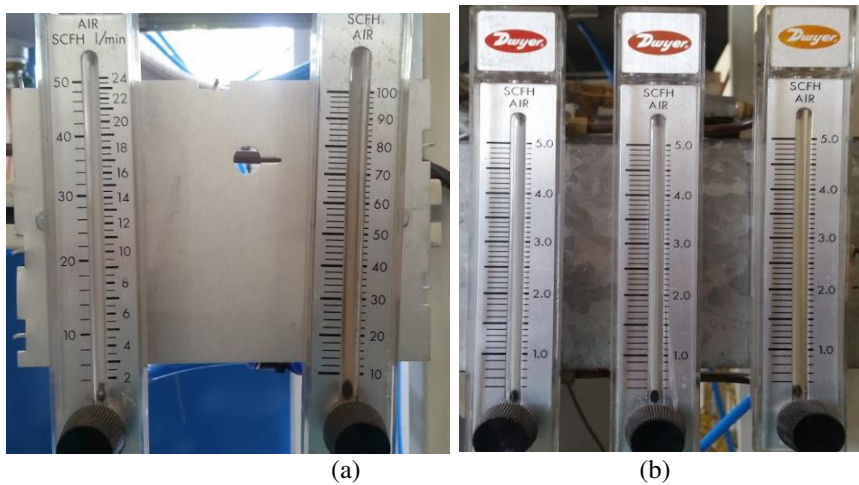
Fonte: Obtido pela autora.

Figura 17 – Filtros e reguladores de pressão.



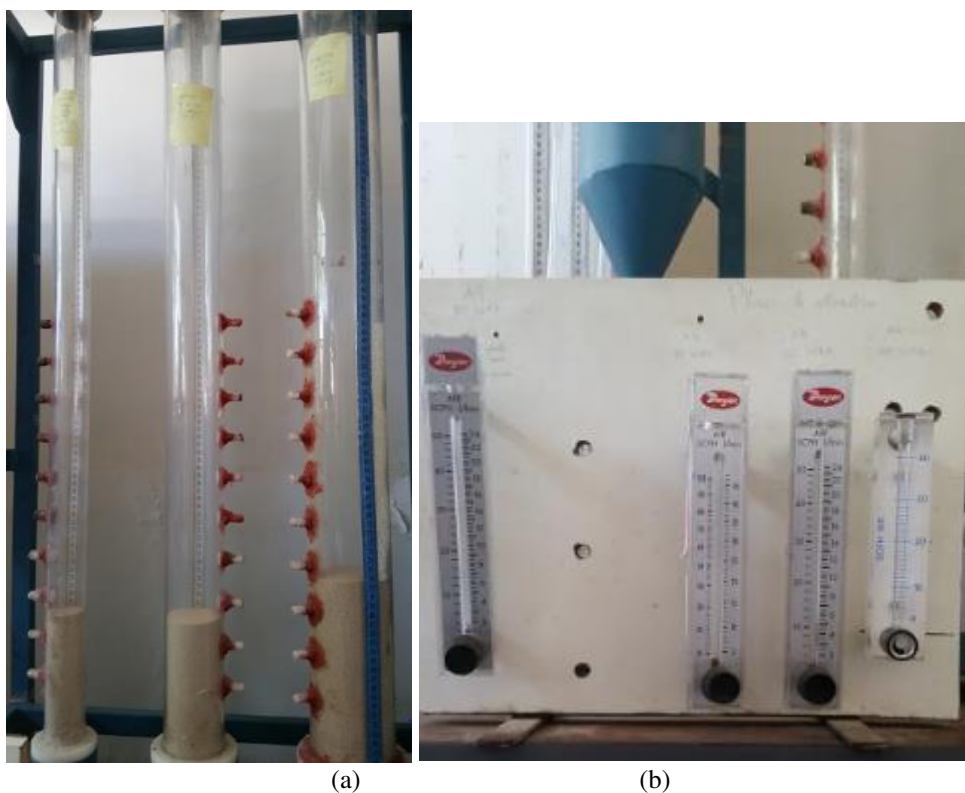
Fonte: Obtido pela autora.

Figura 18 – Rotômetros de ar e gás.



Fonte: Obtido pela autora.

Figura 19 – Aparato da bancada de ensaios fluidodinâmicos: tubos de acrílico e rotômetros.



Fonte: Obtido pela autora.

Figura 22 – Pré-aquecedor de ar.



Fonte: Obtido pela autora.

Figura 23 – Configuração do reator com sistema de aquisição de dados.



Fonte: Obtido pela autora.

APÊNDICE B – CÁLCULOS TÉRMICOS E DO MVF

Tabela 15 – Perda de calor devido o hidrogênio do combustível à T_{op} igual a 866°C , $1,21U_{mf}$, $\lambda = 1,89$.

| | Parâmetro | Valor |
|--------------|----------------------------------|--------------------|
| H | Concentração de Hidrogênio | 3,933 % |
| C_m | Calor específico da água | 41868 kJ/kg . K |
| Q_{latent} | Calor latente | 2256 kJ/kg |
| C_g | Calor específico do vapor d'água | 2.009664 kJ/kg . K |
| $L_{m,h}$ | Perda de calor | 5 % |

Fonte: Elaborado pela autora.

Tabela 16 – Dados para cálculo da perda de calor com o fluxo de gases secos a temperatura de escape e $1,21U_{mf}$, $\lambda = 1,89$ e $T_{op} = T_{máxima} = 866^{\circ}\text{C}$.

| Dados de entrada para cálculo da energia perdida com os gases na saída | | |
|--|----------|------------------------------|
| T ambiente | T_a | 298.15 K |
| T entrada do combustível | T_e | 298 K |
| T leito | T_b | 1139.15 K |
| Massa dos gases secos | M_{df} | 530.5732 kg/kg comb |
| Temp. ar de entrada | T_i | 476.15 K |
| Entalpia dos gases de combustão na temperatura do escape | | |
| CO_2 | -353347 | kJ/kmol CO_2 |
| N_2 | 366995 | kJ/kmol N_2 |
| H_2O | -412937 | kJ/kmol H_2O |
| O_2 | 79186.64 | kJ/kmol O_2 |
| $\sum N_p h_p$ | -320103 | kJ/kmol comb |
| q_{secos} | -1973.02 | kJ/kg comb |
| Q_{fg} | -0.06 | kW |

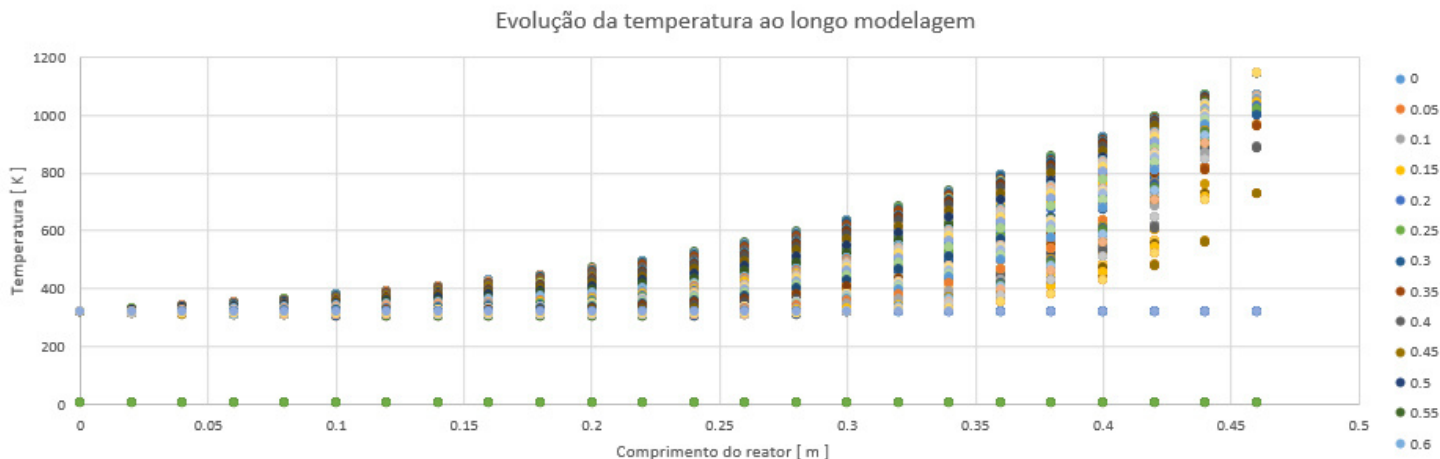
Fonte: Elaborado pela autora.

Tabela 17 – Perda de calor por queima incompleta à T_{op} igual a 866°C , $1,21U_{mf}$, $\lambda = 1,89$.

| | Parâmetro | Valor |
|-------------|--------------|------------|
| CO | Concentração | 0,31 % |
| | | 3100 ppm |
| C_p | 817,2 | kJ/kg . K |
| M_{secos} | 530.57 | Kg/kg comb |
| Q_{inc} | 0.00482 | kW |
| L_{inc} | | 0,33 % |

Fonte: Elaborado pela autora.

Gráfico 22 – Evolução do gradiente de temperaturas ao longo da modelagem.



Fonte: Elaborado pela autora.

Gráfico 23 – Simulação do gradiente de temperaturas.

| | 0 | 0.005 | 0.01 | 0.015 | 0.02 | 0.025 | 0.03 | 0.035 | 0.04 | 0.045 | 0.05 | 0.055 | 0.06 | 0.065 | 0.07 | 0.075 | 0.08 | 0.085 | 0.09 | 0.095 | 0.1 | 0.105 | 0.11 | |
|------|--------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|--------|
| 0.46 | 313.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 1139.15 | 313.15 |
| 0.44 | 313.15 | 755.913 | 900.556 | 964.71 | 1001.4 | 1024.41 | 1039.4 | 1049.38 | 1056.03 | 1060.28 | 1062.66 | 1063.42 | 1062.66 | 1060.28 | 1056.03 | 1049.38 | 1039.4 | 1024.41 | 1001.4 | 964.71 | 900.556 | 755.913 | 313.15 | 313.15 |
| 0.42 | 313.15 | 597.908 | 737.733 | 822.242 | 879.305 | 918.195 | 944.764 | 962.973 | 975.317 | 983.296 | 987.783 | 989.232 | 987.783 | 983.296 | 975.317 | 962.973 | 944.764 | 918.195 | 879.305 | 822.242 | 737.733 | 597.908 | 313.15 | 313.15 |
| 0.4 | 313.15 | 517.484 | 631.768 | 714.873 | 778.368 | 825.087 | 858.663 | 882.476 | 898.988 | 909.82 | 915.964 | 917.956 | 915.964 | 909.82 | 898.988 | 882.476 | 858.663 | 825.087 | 778.368 | 714.873 | 631.768 | 517.484 | 313.15 | 313.15 |
| 0.38 | 313.15 | 472.372 | 562.166 | 635.626 | 697.419 | 745.963 | 782.52 | 809.333 | 828.369 | 841.055 | 848.322 | 850.689 | 848.322 | 841.055 | 828.369 | 809.333 | 782.52 | 745.963 | 697.419 | 635.626 | 562.166 | 472.372 | 313.15 | 313.15 |
| 0.36 | 313.15 | 443.808 | 514.132 | 576.404 | 632.877 | 679.661 | 716.32 | 744.025 | 764.133 | 777.741 | 785.612 | 788.188 | 785.612 | 777.741 | 764.133 | 744.025 | 716.32 | 679.661 | 632.877 | 576.397 | 514.112 | 443.777 | 313.15 | 313.15 |
| 0.34 | 313.15 | 423.134 | 478.928 | 531.033 | 581.081 | 624.298 | 659.27 | 686.378 | 706.438 | 720.204 | 728.237 | 730.877 | 728.237 | 720.203 | 706.438 | 686.378 | 659.269 | 624.296 | 581.074 | 531.005 | 478.845 | 422.991 | 313.15 | 313.15 |
| 0.32 | 313.15 | 408.362 | 452.456 | 495.519 | 539.064 | 577.969 | 610.278 | 635.85 | 655.083 | 668.442 | 676.299 | 678.892 | 676.299 | 668.442 | 655.083 | 635.849 | 610.277 | 577.966 | 539.047 | 495.444 | 452.202 | 407.954 | 313.15 | 313.15 |
| 0.3 | 313.15 | 396.813 | 431.65 | 467.039 | 504.543 | 539.003 | 568.217 | 591.73 | 609.655 | 622.23 | 629.677 | 632.142 | 629.677 | 622.23 | 609.655 | 591.73 | 568.217 | 538.999 | 504.523 | 466.94 | 431.252 | 395.845 | 313.15 | 313.15 |
| 0.28 | 313.15 | 386.639 | 414.528 | 443.687 | 475.825 | 506.027 | 532.05 | 553.275 | 569.631 | 581.2 | 588.09 | 590.377 | 588.09 | 581.2 | 569.631 | 553.275 | 532.05 | 506.03 | 475.844 | 443.786 | 414.926 | 387.606 | 313.15 | 313.15 |
| 0.26 | 313.15 | 379.038 | 400.76 | 424.386 | 451.707 | 477.949 | 500.87 | 519.764 | 534.45 | 544.907 | 551.163 | 553.244 | 551.163 | 544.907 | 534.45 | 519.764 | 500.871 | 477.952 | 451.724 | 424.461 | 401.014 | 379.546 | 313.15 | 313.15 |
| 0.24 | 313.15 | 373.106 | 389.463 | 408.219 | 431.259 | 453.897 | 473.905 | 490.539 | 503.556 | 512.875 | 518.47 | 520.335 | 518.47 | 512.876 | 503.556 | 490.539 | 473.906 | 453.899 | 431.266 | 408.247 | 389.546 | 373.25 | 313.15 | 313.15 |
| 0.22 | 313.15 | 368.111 | 379.918 | 394.484 | 413.767 | 433.171 | 450.501 | 465.008 | 476.422 | 484.628 | 489.568 | 491.217 | 489.568 | 484.628 | 476.422 | 465.008 | 450.501 | 433.171 | 413.769 | 394.491 | 379.938 | 368.142 | 313.15 | 313.15 |
| 0.2 | 313.15 | 363.441 | 371.555 | 382.641 | 398.675 | 415.203 | 430.104 | 442.646 | 452.557 | 459.705 | 464.018 | 465.46 | 464.018 | 459.705 | 452.557 | 442.646 | 430.104 | 415.203 | 398.676 | 382.643 | 371.559 | 363.446 | 313.15 | 313.15 |
| 0.18 | 313.15 | 358.461 | 363.915 | 372.28 | 385.545 | 399.532 | 412.244 | 422.992 | 431.514 | 437.675 | 441.4 | 442.645 | 441.4 | 437.675 | 431.514 | 422.992 | 412.244 | 399.532 | 385.545 | 372.28 | 363.915 | 358.462 | 313.15 | 313.15 |
| 0.16 | 313.15 | 354.142 | 357.206 | 363.209 | 374.047 | 385.775 | 396.52 | 405.639 | 412.887 | 418.138 | 421.317 | 422.381 | 421.317 | 418.138 | 412.887 | 405.639 | 396.52 | 385.775 | 374.047 | 363.209 | 357.206 | 354.142 | 313.15 | 313.15 |
| 0.14 | 313.15 | 349.523 | 350.972 | 355.138 | 363.887 | 373.609 | 382.583 | 390.225 | 396.311 | 400.728 | 403.404 | 404.3 | 403.404 | 400.728 | 396.311 | 390.225 | 382.583 | 373.609 | 363.887 | 355.138 | 350.972 | 349.523 | 313.15 | 313.15 |
| 0.12 | 313.15 | 346.028 | 345.637 | 347.998 | 354.844 | 362.757 | 370.131 | 376.43 | 381.455 | 385.106 | 387.32 | 388.062 | 387.32 | 385.106 | 381.455 | 376.43 | 370.131 | 362.757 | 354.844 | 347.998 | 345.637 | 346.028 | 313.15 | 313.15 |
| 0.1 | 313.15 | 342.249 | 340.501 | 341.47 | 346.679 | 352.973 | 358.894 | 363.966 | 368.018 | 370.965 | 372.753 | 373.352 | 372.753 | 370.965 | 368.018 | 363.966 | 358.894 | 352.973 | 346.679 | 341.47 | 340.501 | 342.249 | 313.15 | 313.15 |
| 0.08 | 313.15 | 336.378 | 334.725 | 335.22 | 339.17 | 344.033 | 348.629 | 352.572 | 355.726 | 358.02 | 359.413 | 359.88 | 359.413 | 358.02 | 355.726 | 352.572 | 348.629 | 344.033 | 339.17 | 335.22 | 334.725 | 336.378 | 313.15 | 313.15 |
| 0.06 | 313.15 | 330.164 | 328.842 | 329.248 | 332.174 | 335.747 | 339.118 | 342.01 | 344.324 | 346.008 | 347.03 | 347.373 | 347.03 | 346.008 | 344.324 | 342.01 | 339.118 | 335.747 | 332.174 | 329.248 | 328.842 | 330.164 | 313.15 | 313.15 |
| 0.04 | 313.15 | 320.602 | 321.835 | 323.276 | 325.524 | 327.936 | 330.158 | 332.057 | 333.576 | 334.681 | 335.352 | 335.577 | 335.352 | 334.681 | 333.576 | 332.057 | 330.158 | 327.936 | 325.524 | 323.276 | 321.835 | 320.602 | 313.15 | 313.15 |
| 0.02 | 313.15 | 315.746 | 316.908 | 318.003 | 319.236 | 320.458 | 321.563 | 322.505 | 323.257 | 323.804 | 324.136 | 324.248 | 324.136 | 323.804 | 323.257 | 322.505 | 321.563 | 320.458 | 319.236 | 318.003 | 316.908 | 315.746 | 313.15 | 313.15 |
| 0 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 | 313.15 |

Fonte: Elaborado pela autora.

ANEXO A – DADOS PARA TRANSMISSÃO DE CALOR E GEOMETRIA DO REATOR

Figura 22 – Calor específico para o CO.

| Elemento | Cp (kJ/kmol.K) | Temperatura K |
|------------------|--|---------------|
| N ₂ | $C_p = 27,32 + 0,6226E-2.T - 0,0950E-5.T^2$ | 273-3800 |
| O ₂ | $C_p = 25,46 + 1,519 E-2.T - 0,7150E-5.T^2 + 1,311E-9.T^3$ | 273-1800 |
| H ₂ O | $C_p = 32,22 + 0,1920E-2.T + 1,054 E-5.T^2 - 3,594E-9.T^3$ | 273-1800 |
| CO ₂ | $C_p = 22,24 + 5,979 E-2.T - 3,498 E-5.T^2 + 7,464E-9.T^3$ | 273-1800 |
| CO | $C_p = 27,11 + 0,655 E-2.T - 0,1000E-5.T^2$ | 273-1800 |

Fonte: Kobe (1954).

Figura 23 – Condutividade térmica do Papel de fibra cerâmica, Kaowool Spun 1260.

Condutividade Térmica

W/m.K (ASTM C 201)

| | |
|--------|------|
| 260°C | 0,06 |
| 538°C | 0,09 |
| 816°C | 0,14 |
| 1093°C | 0,20 |

Fonte: Fabricante Morgan Thermal Ceramics.

Figura 24 – Condutividade térmica da Manta Kaowool Spun 1260.

CONDUTIVIDADE TÉRMICA – W/m.K (ASTM C 201)

| Temperatura Média | Densidades | | |
|-------------------|-----------------------|----------------------|----------------------|
| | 128 kg/m ³ | 96 kg/m ³ | 64 kg/m ³ |
| 400 °C | 0,090 | 0,095 | 0,099 |
| 500 °C | 0,119 | 0,123 | 0,152 |
| 600 °C | 0,152 | 0,158 | 0,191 |

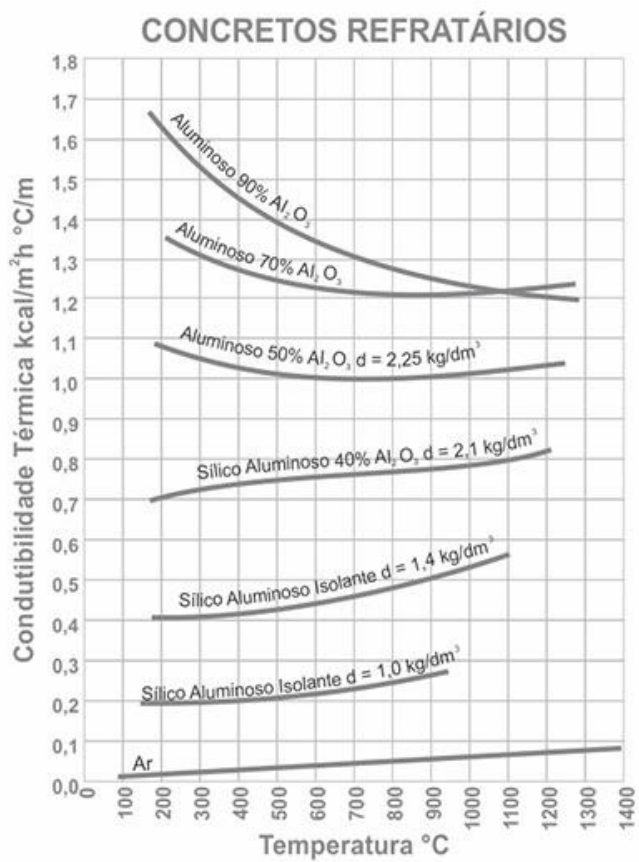
Fonte: Fabricante Morgan Thermal Ceramics.

Figura 25 – Seções que constituem o corpo da caldeira.



Fonte: Feitosa (2019).

Figura 26 – Condutividade térmica do refratário da caldeira.



Fonte: Santrain (2012).

Figura 27 – Reator.



Fonte: Feitosa (2019).